

BARBU-RADU-HORAȚIU MIȘCA

PROCESE DE TRANSPORT ȘI TRANSFER

(PENTRU FACULTATEA DE BIOLOGIE)

BARBU-RADU-HORAȚIU MIȘCA

PROCESE DE TRANSPORT ȘI TRANSFER

(PENTRU FACULTATEA DE BIOLOGIE)

PRESA UNIVERSITARĂ CLUJEANĂ

2014

Referenți științifici:

Prof. univ. dr. ing. Florin Dan Irimie

Prof. univ. dr. ing. Alexandru Ozunu

ISBN 978-973-595-751-3

© 2014 Autorul volumului. Toate drepturile rezervate. Reproducerea integrală sau parțială a textului, prin orice mijloace, fără acordul autorului, este interzisă și se pedepsește conform legii.

**Universitatea Babeș-Bolyai
Presa Universitară Clujeană
Director: Codruța Săcelean
Str. Hasdeu nr. 51
400371 Cluj-Napoca, România
Tel./Fax: (+40)-264-597.401
E-mail: editura@editura.ubbcluj.ro
<http://www.editura.ubbcluj.ro/>**

Cuprins

1. Introducere	7
2. Generalități	9
3. Curgerea materialelor	19
4. Sedimentarea	35
5. Epurarea gazelor și a aerului de particule solide	47
6. Filtrarea	55
7. Amestecarea	63
8. Flotația	79
9. Transportul și transferul termic	89
10. Absorbția	101
11. Aerarea	105
12. Adsorbția	109
13. Schimbul ionic	113
14. Extracția	115
15. Epurarea apelor uzate	119
16. Aspecte teoretice și experimentale privind studiul ingineriei [36–56]	129
Anexe	143
Probleme rezolvate	151
Probleme propuse spre rezolvare	177
Bibliografie generală	187

1. Introducere

„Procese de Transport și Transfer” face parte integrantă din complexul de cunoștințe necesare specialistului în bioinginerie care dorește să înțeleagă, să aprofundeze și să abordeze mediul biotic și cel supus biotransformărilor ca un tot unitar în ceea ce privește modalitățile prin care substratul se propagă prin mediu, este abordat de componentele bioactive exo- sau intracelulare iar metaboliții sunt fie utilizați fie sunt expulzați în exterior. De asemenea, la această disciplină se pun bazele unor cunoștințe minime de inginerie, necesare pentru specialiștii în domeniul științelor biologice care doresc să abordeze domeniile bioprocесărilor, industriilor alimentare, tehnologiilor fermentative, a energiilor „verzi” alternative, a exploatării minereurilor sărace sau a deșeurilor industriale prin metode neinvazive față de mediu, a eliminării controlate a deșeurilor tehnologice, agricole, menajere, a epurării apelor uzare, a regenerării terenurilor agricole degradate etc.

Pe baza principiilor fundamentale ale proceselor de transport și transfer, sunt abordate mecanismele, fenomenologia, baza matematică și principiile de construcție și funcționare a instalațiilor și aparaturii care poate deservi procesele tehnologice prin care se realizează direcțiile de interes prezentate mai sus. În secvență logică, pornind de la elementele de bază sunt discutate cunoștințele fundamentale generale, care sunt apoi particularizate pentru fiecare tip de mecanism și proprietate în parte. Sunt prezentate succint principiile de funcționare, de calcul, alegere și de operare a aparaturii de bază utilizate în sistemele biotehnologice.

Capitolele principale sunt dedicate noțiunilor fundamentale, curgerii sistemelor uni și multifazice, transportului sistemelor fluide, separării prin metode fizice a sistemelor heterogene, contactării componentilor heterogeni, transferului termic, operațiilor cu transfer de masă în sisteme fără sau cu reacție chimică și/sau biochimică. Fiecare capitol conține nomenclatura și noțiunile specifice operației, descrierea fenomenologiei procesului, prezentarea principiilor matematice de calcul și dimensionare, a principiilor de funcționare și de alegere a aparaturii pentru tipurile principale de aparate și instalații. Exemplificările sunt dirijate în mod special pe direcția operațiilor și utilajelor de procesare biotehnologică.

Conștient că această lucrare este departe de a fi completă sau perfectă, voi accepta cu bucurie și plăcere ideile de îmbunătățire venite din partea cititorilor. De asemenea, mulțumesc tuturor celor care m-au sprijinit în acest demers.

Autorul

2. Generalități

Fenomenele de transfer și transport sunt schimbări ale valorii mărimilor ce caracterizează un sistem fizic. Evoluția unui sistem este rezultatul unor procese în care apar transportul, transferul sau transformarea unor materiale.

Proprietatea, P , în accepțiunea fenomenelor de transport și transfer, [1], este entitatea, mărimea sau ansamblul de mărimi care face obiectul transportului sau transferului. Ea se particularizează prin mărimi fizice cum ar fi concentrații, cantități de căldură, cantități de material, sarcină electrică, informație, impuls, cantitate de electricitate. Pentru ingineria mediului sunt fundamentale următoarele tipuri de proprietate:

- **impuls**, $P = m \cdot w$, [kg · m/s], ce caracterizează cantitatea de mișcare sau de moment de inerție și are caracter vectorial; m =cantitatea de material, [kg], w =viteza acestuia, [m/s];
- **căldură**, $P = m \cdot c_p \cdot T$, [J]; ce arată cantitatea de energie a materialului; m =cantitatea de material, [kg], c_p =căldură specifică, [J/kg · °K]; T =temperatura, [°K];
- **masă**, $P = n$; [număr de moli]; $P = c$; [kg/m³]; [kmol/kg]; [kmol/m³]; $P = m$; [kg]; care arată gradul de încărcare a spațiului cu alte specii moleculare.

Mediul de transport este spațiul în care acționează transportatorii pentru deplasarea proprietății. Acesta prin caracteristicile fizico-chimice influențează modul de propagare a proprietăților, tipul de evoluție al transportului și viteza acestuia. Mediul de transport poate fi omogen sau heterogen, format din una sau mai multe faze sau componenți, imobil sau în mișcare, solid sau fluid, structurat sau amorf. Una din caracteristicile de bază a mediului de transport este difuzivitatea sa, D , [m²/s], mărime ce reprezintă permeabilitatea mediului la proprietatea transportată și este principalul factor care impune viteza transportului. În funcție de comportarea difuzivității mediul poate fi izotrop sau anizotrop, după cum difuzivitatea este uniformă pe cele trei direcții ale spațiului sau nu. D este o proprietate de material. Pentru transportul de impuls, căldura și masă parametrul ce reprezintă difuzivitatea D este diferit.

- Pentru transportul de **impuls**, D se numește viscozitate cinematică și se notează cu ν :

$$D = \nu = \frac{\eta}{\rho} = [\text{m}^2/\text{s}];$$

unde: η este viscozitatea dinamică, [Pa · s], iar ρ este densitatea materialului, [kg/m³];

- Pentru transportul de **căldură** difuzivitatea termică se notează cu a :

$$D = a = \frac{\lambda}{\rho \cdot c_p} = [\text{m}^2/\text{s}];$$

unde: λ este coeficientul specific de conductivitate termică, [W/m · °K], iar c_p este căldura specifică a materialului, [J/kg · °K];

- Pentru transportul de **masă** difuzivitatea se notează cu $D_{1,2}$, mărime care se numește coeficient de difuzivitate, (difuziune), bimoleculară, $D = D_{1,2}$ [m²/s].

Potențialul proprietății transportate, P , exprimă concentrația sau densitatea proprietății în spațiu la un moment dat, este cantitatea de proprietate din volumul spațiului, o mărime scalară dependentă de coordonatele spațiale și timp:

$$P = P/V; \quad \text{respectiv} \quad P = f(x, y, z, \tau).$$

Particularizând pentru transportul de impuls, căldură și masă, potențialul proprietății transportate ajunge la următoarele expresii matematice:

- pentru **impuls**: $P = \frac{P}{V} = m \cdot \frac{w}{V} = \rho \cdot w; [\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}];$
- pentru **căldură**: $P = \frac{P}{V} = \frac{m \cdot c_p \cdot T}{V} = \rho \cdot c_p \cdot T; [\text{J}/\text{m}^3];$
- pentru **masă**: $P = \frac{P}{V} = \frac{n}{V} = \frac{m}{V} = \rho = c; [\text{Kg}/\text{m}^3], [\text{mol}/\text{m}^3], [\text{mol}/\text{mol}], [\text{kg}/\text{kg}].$

Diferența de potențial, ΔP , constituie forța motrice a transportului și este dată de diferența dintre potențialele punctelor 1 și 2 între care se execută transportul:

$$\Delta P = P_1 - P_2.$$

Transportul de proprietate depinde exclusiv de existența unei diferențe de potențial, sensul normal al transportului fiind de la punctul cu potențial mai mare înspre punctul cu potențial redus. Sensul invers al transportului necesită intervenție energetică exterioară.

Gradientul de potențial este limita raportului dintre diferența de potențial și distanța dintre punctele de transport, când aceasta tinde spre 0:

$$\text{grad } P = \lim \frac{\Delta P}{\Delta n} = \frac{\partial P}{\partial n},$$

$\text{grad } P = n$ fiind distanța pe direcția normală a transportului.

Fluxul unitar, φ , de proprietate este cantitatea de proprietate transportată în unitatea de timp prin unitatea de suprafață. Se mai numește densitate de flux, încărcare sau flux specific:

$$\varphi = \frac{P}{A \cdot \tau}.$$

Din definiție rezultă dependența dintre **debitul de proprietate, Φ** , și fluxul unitar φ : $\Phi = \varphi \cdot A$; în care A , $[\text{m}^2]$, este suprafața de transport perpendiculară pe direcția de propagare. Debitul de proprietate se mai numește **flux de proprietate** și exprimă intensitatea transportului, reprezentând cantitatea de proprietate transportată în unitatea de timp. Fluxul și fluxul unitar sunt mărimi vectoriale normale la suprafața echipotențială și de semn contrar gradientului de potențial. În notație scalară, $\varphi = -D(\partial P / \partial n)$, coeficientul de difuzivitate D arătând influența mediului de transport iar semnul „-” indicând direcția transportului și anume în sensul scăderii potențialului.

Transportatorii, transportorii sau purtătorii de proprietate sunt elemente mobile materiale care constituie suportul pe care se deplasează proprietatea. Aceștia încarcă, transportă și descarcă proprietatea din partea cu potențial mai mare în cea cu potențial mai scăzut. Pentru transportul de impuls, căldură și masă transportatorii sunt de tip:

- **molecular**, când transportorii sunt constituiți din ioni, molecule, atomi, electroni;
- **convectiv**, adică formați din asociații și agregate moleculare, turbioane, vârtejuri;
- **radiant**, când purtătorii sunt fotoni, cuante energetice, molecule, ioni, electroni în gaze rarefiate.

Mecanismele de transport sunt procesele globale ce realizează deplasarea proprietății, ele fiind denumite după tipul de transportatori utilizați și anume:

- **transport molecular, (conductiv sau difuzional)**, dacă purtătorii sunt de tip molecular. Acesta se realizează prin preluarea din aproape în aproape a proprietății de la purtătorii mai „încărcați” și transferarea ei înspre transportorii mai „săraci” în proprietate. Caracteristica acestui tip de transport este că purtătorii nu-și modifică poziția relativă dintre ei, transbordarea proprietății fiind realizată prin ciocnirile dintre purtători. Drumul parcurs de

aceștia este foarte scurt, mișcarea de vibrație este principala cale de preluare–predare a proprietății. Lipsa de mișcare generală a purtătorilor face ca direcția de transport să fie liniară. Mecanismul este specific mediilor condensate, în special solide, dar și în mediile fluide în care nu există agitare. În fluide agitate mecanismul se regăsește numai în (sub)straturile limită laminare. Datorită lipsei de deplasare fizică și amestecare globală între purtători, intensitatea procesului este redusă și depinde exclusiv de caracteristicile fizico–chimice ale mediului, influențele exterioare fiind neglijabile și greu sau imposibil de realizat practic.

- **transport convectiv** dacă purtătorii sunt de tip convectiv. În acest caz purtătorii sunt de mărimi variabile și se deplasează fizic între părțile cu potențiale diferite. Direcțiile de deplasare sunt oarecare, aleatorii, agregatele transportoare modificându-și continuu mărimea, forma, direcția și gradul de „încărcare”. Necesitatea deplasării reale a purtătorilor în spațiu face ca acest tip de transport să fie caracteristic mediilor fluide. Intensitatea transportului este cu atât mai mare cu cât fluiditatea mediului este mai mare. Sursa deplasării fluidului poate avea cauze interne, naturale, specifice sistemului: diferențe locale de densitate, temperatură, vâscozitate, tensiune superficială, concentrație, transportul fiind **convectiv natural**, sau poate fi un dispozitiv special: amestecător, pompă, ventilator, compresor, când **convecția** este **forțată**. Pe lângă caracteristicile fizico–chimice ale mediului se poate interveni în sprijinul intensificării transportului convectiv prin intervenții exterioare asupra gradului de agitare a mediului fluid, a reducerii vâscozității sau de creare a turbulențelor suplimentare care ajută mecanismul de transport. Bazându-se pe deplasarea unor porțiuni din mediu, intensitatea transportului este mare și poate fi reglată prin intervenții exterioare alese într-un mod convenabil, îndeosebi prin adaus de energie externă.
- **transport radiant** dacă purtătorii sunt de tip radiant. Transportul radiant nu are nevoie de un suport material pentru propagare, transmiterea prin cuante a proprietății efectuându-se la orice distanțe, în linie dreaptă, fără interferențe cu alte oscilații, refacerea cantității de proprietate la receptor fiind bazată pe interacțiunea radiației cu materia.

Dacă transportul de proprietate se efectuează printr-o interfață, sau intersectează interfața, procesul pe ansamblu se numește **transfer**. Prezența interfeței aduce aspecte teoretice și practice suplimentare la studiul transportului, aspecte ce vor fi precizate în continuare.

De obicei mecanismele de transport conlucrează simultan, dar unul poate fi determinant pentru proces, fapt în care efectele generate de acesta se studiază în principal pentru comoditate și simplitate.

Dinamica unui sistem precum și starea lui de echilibru sau la un moment dat este rezultanta tuturor fenomenelor de transfer și transport din spațiul în care evoluează procesul. De multe ori se poate face o distincție clară între tipurile de proprietate, transportatori sau de mecanism, alteleori trebuie tratat sistemul în ansamblu. Pentru a caracteriza complet un fenomen de transport sau de transfer trebuie să se identifice următorii parametri:

- a) natura proprietății transportate;
- b) mediul prin care se transportă sau se transferă proprietatea cu specificul fizico–chimic al acestuia;
- c) natura interfețelor prin care se transportă proprietatea și geometria sistemului;
- d) natura și tipul transportorilor;
- e) forța motrice a transportului;
- f) itinerarul transportului;
- g) influențele interne și exterioare asupra mediului de transport.

Interfața reprezintă stratul „monoatomic” aflat la limita de separare între două medii sau faze fizice. În zona adiacentă de contact dintre cele două faze, materia se restructurează generând o porțiune cu caracteristici speciale numită zonă de interfață. Restructurarea se datorează interacțiunilor dintre moleculele diferite a celor două faze, fiecare specie moleculară tinzând spre echilibru fizico-chimic specific. Câteva caracteristici ale zonei de interfață cu importanță deosebită pentru fenomenele de transport și transfer pot fi rezumate astfel:

- prezintă o grosime foarte mică;
- apare numai între materialele nemiscibile;
- depinde de geometria, de gradul de dispersie și modul de aranjare a materialelor;
- depinde de natura mediilor în contact și de proprietățile lor fizico-chimice;
- concentrează potențial chimic, electrochimic, electric, magnetic sau de altă natură.

Din punctul de vedere al stării de agregare ale mediilor ce vin în contact și pot forma interfețe, acestea pot fi:

solid – solid;	
solid – lichid;	lichid – lichid;
solid – gaz;	lichid – gaz,

fiecare dintre acestea având caracteristici specifice.

Transportul proprietății prin stratul limită

Noțiunea de **strat limită** a fost introdusă din anul 1904 de inginerul Ludwig Prandtl, ca o noțiune teoretică destinată simplificării tratării matematice a transportului și transferului de proprietate. El a definit stratul limită ca porțiunea adiacentă a unei interfețe în care proprietatea transportată sau transferată își modifică 99,99 % din valoarea sa față de restul mediului.

Dacă peste o suprafață plană solidă curge un fluid omogen și uniform în curgere, cu o viteză suficient de mică pentru ca regimul de curgere să fie laminar, în zona de interfață apare o structurare a fluidului datorată prezenței peretelui solid. Astfel, moleculele fluidului se adsorb pe interfață prin legături nespecifice, apărând multistraturi moleculare. Dacă straturile mai apropiate de perete sunt atașate mai puternic, cele mai depărtate sunt mai mobile și permit deplasarea moleculelor între ele. La intrarea fluidului peste suprafața peretelui, o parte din moleculele atașate de perete sunt îndepărtate de curent, rămânând doar cele mai puternic fixate. Acestea creează un obstacol în calea curgerii fluidului, obligându-l prin prezența lor fizică să se îndepărteze de perete. Liniile de curent vor fi îndepărtate de peretele care aparent are grosime mai mare din cauza moleculelor atașate. Cum moleculele sunt adsorbite prin procese de adsorbție–desorbție la echilibru, straturile create nu sunt fixe, ci există o continuă mobilitate și interschimbare între moleculele fluidului atașate de perete și cele din masa fluidului. Moleculele mai apropiate de perete vor avea o viteză de deplasare nulă sau mult mai redusă față de cele mai depărtate, în acest mod apar în apropierea peretelui două zone cu viteze distincte:

- una în care moleculele fluidului au o viteză de curgere cu valoare aproximativ egală între ele și egală cu viteza medie de deplasare generală a fluidului, departe de peretele fizic, (interfață), numită **zonă exterioară**;
- altă zonă în care moleculele mai apropiate de perete au o viteză cu valoare continuu crescătoare de la 0, (la perete), la valoarea vitezei din zona exterioară, porțiune denumită **strat limită**. În Fig. 2.1 este redată structurarea de lângă interfață a fluidului în curgere laminară. Se remarcă o creștere continuă a stratului limită pe lungimea peretelui, iar în funcție de geometria peretelui, această grosime poate fi calculată prin relații specifice, [1–8, 10–12, 42].

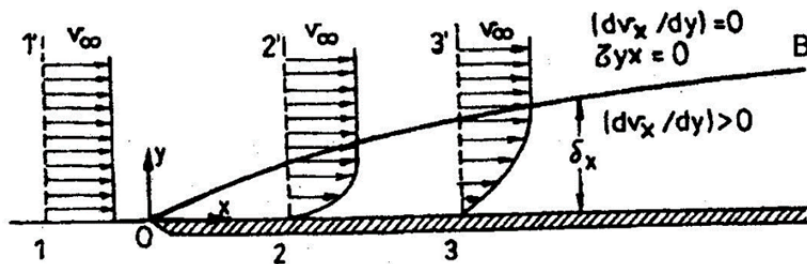


Fig. 2.1. Structurarea stratului limită hidrodinamic laminar față de o suprafață plană, [2]

În cazul în care fluidul curge deasupra plăcii în regim turbulent, aspectul și structura stratului limită se modifică sensibil în porțiunea inițială a peretelui, numită lungime de stabilizare, x_1 , vezi Fig. 2.2., apare fenomenul descris anterior și reprezentat grafic în Fig. 2.1., apoi din cauza turbulențelor interne din fluid, moleculele din stratul limită sunt angrenate în curentul general. Este intuitiv faptul că simultan cu creșterea vitezei fluidului și implicit a turbulenței sale să fie angrenate și antrenate în curentul general un număr din ce în ce mai mare de molecule din preajma peretelui, dar o parte a moleculelor vor rămâne atașate de perete datorită forțelor intermoleculare, astfel încât în interiorul unui strat foarte subțire de fluid va fi în continuu o deplasare foarte lentă a moleculelor.

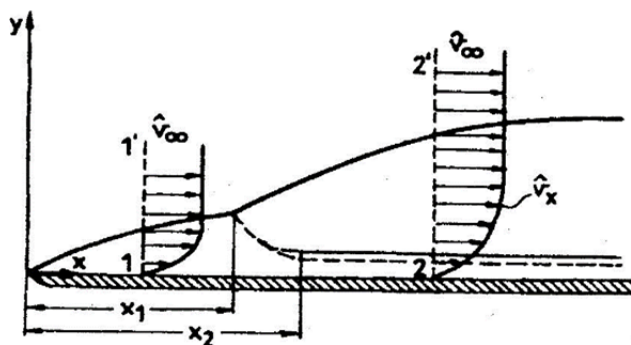


Fig. 2.2. Structurarea stratului limită hidrodinamic turbulent față de o suprafață plană, [3]

Deplasarea lentă este specifică regimului laminar de curgere, iar trecerea de la un regim de curgere la altul nefiind bruscă, se consideră existența în stratul limită, peste lungimea x_2 , a trei **substraturi** distincte: cel laminar, cel intermediar și cel turbulent, substraturi care mențin caracteristicile tipului respectiv de curgere. Între lungimile x_1 și x_2 este o porțiune de tranziție a curgerii.

Analog cu stratul limită hidrodinamic, ce poate descrie fenomenul de frecare viscoasă din fluidele în curgere, se pot explica și structurile straturilor limită termic sau de concentrație, care descriu transferul de căldură sau de masă. Importanța noțiunii de strat limită derivă din faptul că în acest strat se concentrează toate rezistențele opuse de fluid la transferul de proprietate, deci se pot analiza caracteriza numai în această zonă, zona exterioară având proprietăți și caracteristici uniforme. O caracteristică a stratului limită este faptul că acesta are o dimensiune geometrică specifică, grosimea sa, δ , [m]. Din ecuația de definiție a fluxului unitar de proprietate: $\varphi = -D \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial n}\right)$, aplicată stratului limită, după trecerea la derivate totale, stabilirea limitelor de integrare și separarea variabilelor, se poate obține expresia generală integrată a fluxului unitar de proprietate care parcurge stratul limită:

$$\varphi = -D \cdot \left(\frac{dP}{dn}\right), \quad \text{respectiv} \quad \varphi \cdot \int_0^\delta dn = -D \cdot \int_{P_1}^{P_\infty} dP, \quad \text{sau} \quad \varphi \cdot (\delta - 0) = -D \cdot (P_\infty - P_1).$$

Expresia matematică rezultată se poate rearanja ținând seama de semnificația fiecărui termen:

$$\varphi = -\frac{D}{\delta} \cdot (P_{\infty} - P_1) = \frac{D}{\delta} \cdot (P_1 - P_{\infty}) = k \cdot \Delta P = \frac{\Delta P}{R}.$$

În relațiile de mai sus δ este grosimea stratului limită, [m]; P_{∞} și P_1 sunt potențialele de proprietate la distanță mare de perete pentru a nu fi influențate de acesta, respectiv la interfață;

$k = \frac{D}{\delta}$ este o constantă care înglobează atât proprietățile fizico-chimice ale mediului și tipul de proprietate transportată, cât și condițiile de transport; ΔP este diferența de potențial dintre punctele notate cu „1” și „ ∞ ”, iar $R = \frac{1}{k}$, este rezistența la transportul de proprietate prin stratul limită de material în condițiile de operare.

Constanta $k = \frac{D}{\delta}$ se numește **coeficient parțial de transport prin stratul limită**.

Debitul de proprietate transportată prin stratul limită rezultă tot din relația de definiție:

$\Phi = \varphi \cdot A$; prin înlocuirea fluxului unitar cu expresiile integrate:

$$\Phi = \varphi \cdot A = -D \cdot A \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial n}\right) = \left(\frac{D}{\delta}\right) \cdot A \cdot (P_1 - P_{\infty}) = k \cdot A \cdot \Delta P.$$

Comoditatea noțiunii de strat limită derivă din faptul că în acest strat se concentrează toate influențele asupra transportului, rezistențele la transportul de proprietate, influența naturii mediului, al efectelor interne și externe, a naturii și geometriei tipului de interfață asupra transferului.

Deplasarea proprietății dintr-un punct în altul în cadrul unei faze fizice se numește **transport** iar trecerea proprietății printr-o interfață dintr-o fază fizică în alta se numește **transfer**. Având în vedere faptul că interfețele au două suprafețe prin care se transportă proprietatea, că interfețele însăși opun rezistență la transportul și transferul proprietății, dar și faptul că peretele despărțitor fizic opune o rezistență trecerii proprietății, în practică trebuie să se țină seama de amândouă straturile limită ce scaldă interfața și de toate rezistențele peretelui.

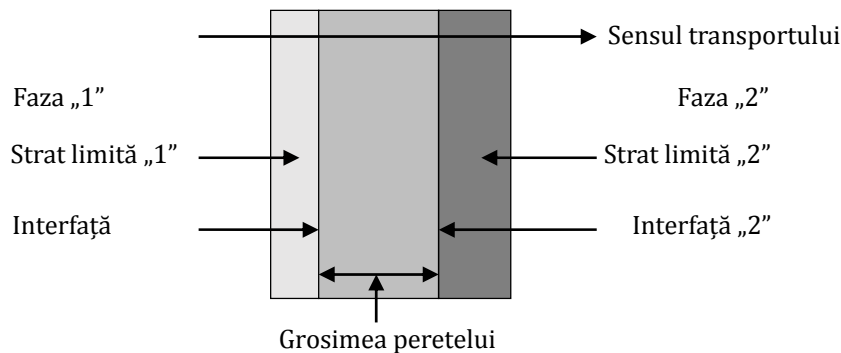


Fig. 2.3. Reprezentarea schematică a transportului și transferului de proprietate

O reprezentare schematică a peretelui scaldat de două fluide și traversat de o proprietate este redată în Fig. 2.3. Pentru întreg ansamblul de rezistențe opuse de interfață la transfer s-a adoptat noțiunea de **coeficient total de transfer, K**, reprezentată de expresia matematică globală:

$$K = 1 / \left(\frac{1}{k_1} + \sum R_l + \frac{1}{k_2} \right).$$

În relația de mai sus k_1 și k_2 sunt coeficienții parțiali de transport prin cele două straturi limită, iar $\sum R_l$ este rezistența totală la transport opusă de cele două interfețe și de spațiul dintre ele, (peretele propriu-zis).

Expresia generală a coeficientului total de transfer se poate particulariza pentru diferitele situații specifice, de exemplu:

- a) pentru transferul termic printr-un perete singular:

$$K = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right),$$

sau perete compus din mai multe straturi:

$$K = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right).$$

- b) pentru absorbția gazelor în lichide:

$$K = 1 / \left(\frac{1}{\beta_1} + \frac{H}{\beta_2} \right).$$

- c) pentru extracția lichid-lichid:

$$K = 1 / \left(\frac{1}{\beta_1} + \frac{k_N}{\beta_2} \right).$$

În aceste relații, α_1 , α_2 sunt coeficienții parțiali de transport termic, $[W/m^2 \cdot ^\circ K]$; β_1 , β_2 sunt coeficienții parțiali de transport de masă, $[kg/m^2 \cdot s]$; δ_i este grosimea unui strat de perete, $[m]$; λ_i este conductivitatea termică a fâșiei respective, $[W/m \cdot ^\circ K]$; H este constanta lui Henry pentru echilibrul lichid – gaz, k_N este constanta Nernst-Silov la echilibrul lichid – lichid.

Debitul de proprietate transportată printr-o interfață scăldată de două straturi limită sau prin două straturi limită separate de un perete se poate calcula cu relația evidentă:

$$\Phi = \varphi \cdot A = K \cdot A \cdot \Delta P.$$

Această relație este importantă nu numai pentru calculul fluxului total de proprietate transportată, ci și din cauza faptului că din ea se pot deduce posibilitățile de influențare a mărimii debitului sau a intensificării proceselor de transport și transfer. Astfel, pentru majorarea debitului se pot influența toți cei trei termeni ai produsului: ΔP , A și K .

1. Diferența de potențial, ΔP

Deși teoretic este de preferat ca diferența de potențial să fie cât mai mare, din punct de vedere practic nu întotdeauna este posibil să se opereze la diferențele maxime. Acest fapt se datorează de cele mai multe ori naturii fizico-chimice a materialelor și a situației tehnologice: materiale cu puritate mai mică de 100 [%], solubilitate limitată, căldură de reacție mare, necesar energetic ridicat la comprimarea gazelor sau la pomparea lichidelor, timpi lungi de omogenizare, coeficienți de repartitie limitați, neeconomicitatea concentrării materiilor prime sau reziduurilor, reactivitate redusă a reactanților, apariția de reacții secundare etc. ...

Pentru procesele de poluare, ΔP reprezintă diferența între concentrația poluantului la sursă și concentrația poluantului la nivel istoric, sau poluarea naturală a mediului înconjurător. În această situație diferența de potențial se dorește a fi cât mai redusă pentru limitarea poluării ambiantului.

Pentru procesele și operațiile de depoluare, ΔP reprezintă diferența dintre concentrația denocivizantului și concentrația poluantului. Scurtarea timpului de operare este un deziderat și indică o eficiență bună pentru protecția mediului.

Trebuie luat în considerare faptul că în cazul proceselor tehnologice **continue**, diferența de potențial poate fi menținută la un nivel ridicat sau acceptabil prin alegerea variantelor de recirculare și concentrare a materiilor prime sau a reactanților în funcție de timpii de contact și optimul economic al procesului. Operarea în sistemele continue de funcționare poate pune în contact reactanții,

denocivizant și poluant, după trei scheme principale: echicurent, contracurent și sistem semicontinuu, în funcție de sensul de circulație a fluxurilor de materiale. Diferența de potențial în aceste cazuri este **constantă în timp**, dar nu și în interiorul aparatului de denocivizare. Variația diferenței de potențial în interiorul aparatului, reprezentată de diferența concentrațiilor locale de denocivizant și poluant, Δc , este reprezentată grafic în Fig. 2.4. pentru cele trei cazuri precizate.

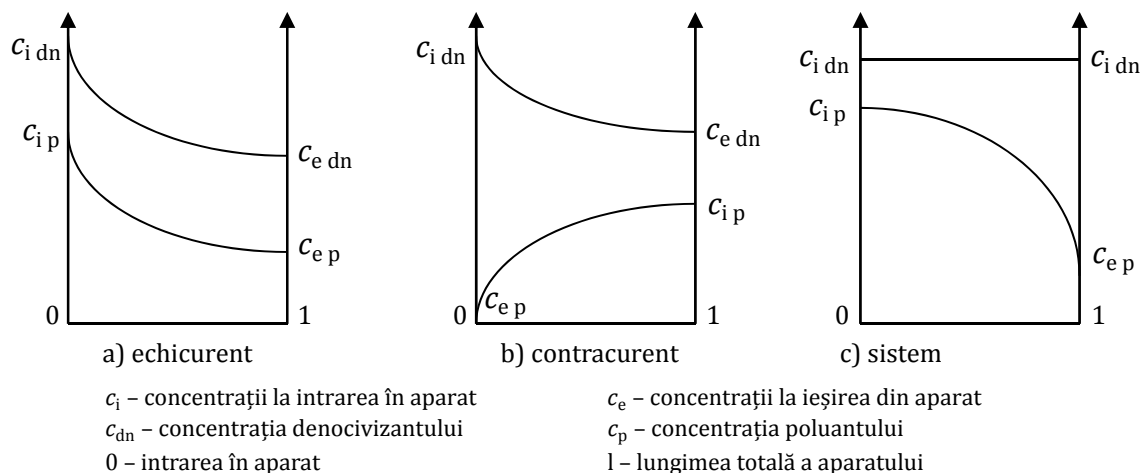


Fig. 2.4. Variația concentrațiilor în sistemele continue de funcționare

Pentru procesele **discontinue**, adică acelea care operează „în șarje”, diferența de potențial este continuu scăzătoare în timp, atât pentru denocivizant, cât și pentru poluant, ajungând în faza finală de contactare la diferențele cele mai mici de concentrații. De remarcat este faptul că procesele discontinue depind de timpul de contactare, fapt care poate duce la neeficiență economică. Un timp lung de contact poate asigura însă distrugerea totală a poluantului. Variația concentrațiilor de poluant și denocivizant în timp este redată în figura de mai jos.

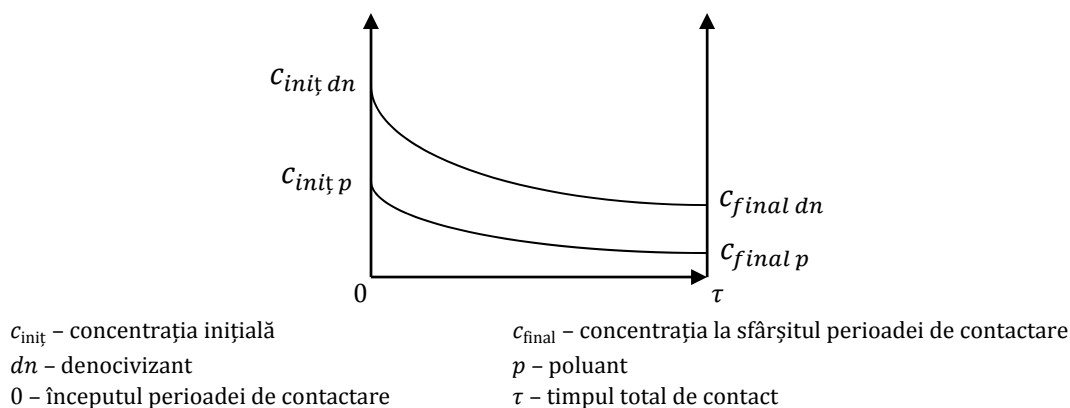


Fig. 2.5. Variația concentrațiilor pentru contactarea discontinuă

Pentru situațiile cu variația potențialelor în timp sau în spațiu, indiferent că acestea reprezintă potențiale de impuls, căldură sau masă, diferența de potențial ΔP se calculează ca o diferență medie logaritmică între potențialele de la capetele aparatului sau a perioadei de timp. Relația de calcul a diferenței medii logaritmice de potențial este următoarea [1–12]:

$$\Delta P_{med} = \frac{\Delta P_M - \Delta P_m}{\ln \frac{\Delta P_M}{\Delta P_m}},$$

în care ΔP_M și ΔP_m sunt diferențele de potențial la capetele aparatului sau a intervalului de timp.

Diferența de potențial fiind impusă de natura procesului, trebuie analizat fiecare proces în parte pentru eficientizarea tehnică și economică a operațiilor.

2. Suprafața zonei de contact sau a interfeței, A

Mărirea suprafeței de contact dintre reactanți este una dintre cele mai utilizate metode pentru intensificarea proceselor de transport și transfer. Metoda este comodă și ușor de aplicat la toate categoriile de amestecuri de materiale: solide, lichide sau gaze, indiferent de cantitatea sau raportul dintre ele. Mărunțirea, pulverizarea, dizolvarea, utilizarea divizorilor de spațiu, a suprafețelor extinse, a sistemelor de amestecare adecvate sunt aplicate în majoritatea cazurilor, singura limitare fiind necesarul energetic pentru majorarea suprafeței sau costul construcției.

3. Coeficientul total de transfer, K

În lipsa unor posibilități avantajoase de modificare a suprafeței sau potențialului, intervenția asupra lui K este de cele mai multe ori benefică atât din punct de vedere financiar, cât și tehnologic.

Se poate interveni asupra tuturor factorilor de care depinde K : natura materialului, modificarea unor proprietăți fizico-chimice, grosimea stratului limită, reducerea rezistenței interfeței.

Pentru **modificarea** unor proprietăți fizico-chimice sau a naturii materialului se pot adăuga aditivi de diverse tipuri, materiale de adaos sau materiale suport care să îmbunătățească parametri materialului primar. Se poate utiliza modificarea texturii materialului primar sau structurarea sa pentru îmbunătățirea unor proprietăți.

Reducerea grosimii **stratului limită** se poate face prin creșterea vitezei curenților de fluid, micșorarea secțiunilor de curgere, divizarea curenților, introducerea în curentul de fluid a unor șicane sau promotori de turbulență, utilizarea umpluturilor. Umpluturile sunt materiale cu geometrie bine stabilită folosită pentru creșterea turbulenței și mărirea suprafeței de contact.

Introducerea de energie externă suplimentară conduce la reducerea stratului limită. Această energie poate fi sub formă de oscilații, vibrații, radiații electromagnetice de diverse tipuri: microunde, ultrasunete, curenți de înaltă frecvență etc.

Utilizarea variațiilor de **tensiune superficială** conduce la reducerea semnificativă a stratului limită și intensificarea agitației interne a lichidelor.

Reducerea stratului limită și **ruperea** continuității sale se mai poate efectua prin utilizarea sistemelor poroase, a tuburilor capilare, a țesăturilor din diverse materiale, generarea de rugozități sau adausul de pulberi solide.

Și sistemele care aplică intensificarea transportului și transferului prin reducerea stratului limită sunt determinate de factorii energetici și financiari.

Relația matematică generală care descrie transportul de proprietate printr-un mediu oarecare pe direcțiile x , y și z a spațiului cartezian este [4]:

$$\begin{aligned}\frac{\partial P}{\partial \tau} + w_x \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + w_x \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + w_x \cdot \frac{\partial P}{\partial z} &= D_x \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) + S_P; \\ \frac{\partial P}{\partial \tau} + w_y \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + w_y \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + w_y \cdot \frac{\partial P}{\partial z} &= D_y \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) + S_P; \\ \frac{\partial P}{\partial \tau} + w_z \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + w_z \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + w_z \cdot \frac{\partial P}{\partial z} &= D_z \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) + S_P.\end{aligned}$$

unde: τ este timpul în care se derulează transportul de proprietate, [s];

w este viteza de deplasare a materialului, [m/s];

D este difuzivitatea mediului [s/m²];

S_P sunt sursele de proprietate din interiorul spațiului de transport.

Se remarcă prezența a patru tipuri de termeni care descriu transportul de proprietate.

a) Primul termen: $\partial P / \partial \tau$, reprezintă variația proprietății în raport cu timpul de proces, adică arată cantitatea cu care se modifică proprietatea în timp. Dacă proprietatea se acumulează sau se consumă, (dispare), în mod constant și în cantități egale în intervale de timp egale, regimul de transport este staționar, adică devine independent de timp. În acest caz, termenul se anulează. Regimurile de funcționare de tip nestaționar sunt caracterizate de fluctuațiile cantității de proprietate transportate în timp.

b) Termenul al doilea: $w \cdot \partial P / \partial x + w \cdot \partial P / \partial y + w \cdot \partial P / \partial z$, indică modul de variație a proprietății cu viteza de deplasare a mediului de transport. Modificarea proprietății poate avea loc pe toate cele trei direcții a spațiului, atât local, punctiform, $\partial P / \partial x$, $\partial P / \partial y$, $\partial P / \partial z$, cât și global, pentru curgerea mediului de propagare în cele trei direcții ale spațiului: w_x , w_y , w_z . Acest termen caracterizează mecanismul convectiv de transport de proprietate, fiind specific mediilor fluide: lichide sau gazoase.

c) Termenul al treilea, $D \cdot (\partial^2 P / \partial x^2 + \partial^2 P / \partial y^2 + \partial^2 P / \partial z^2)$, arată variația proprietății în spațiul de transport caracterizat de difuzivitatea D . Termenul descrie transportul de tip molecular, conductiv, fiind caracteristic mediilor solide, dar apare și în cazul fluidelor în stare de repaus, de curgere laminară sau în cazul viscozităților ridicate.

d) Termenul al patrulea, S_p , reprezintă sursele de proprietate. Aceste surse pot genera sau consuma proprietatea transportată, prezența sau absența lor fiind caracteristice fiecărui sistem în parte.

3. Curgerea materialelor

Orice materiale, sub acțiunea eforturilor exterioare, a tensiunii de forfecare, își manifestă principalele caracteristici fizico-chimice: viscozitatea, plasticitatea sau/și elasticitatea. Combinarea acestor proprietăți conduce la o extrem de mare diversitate a comportării materialelor, în special a celor legate de modul în care acestea curg sau pot fi procesate. Toate aceste materiale pot fi încadrate între cele cu comportare ideală și cele cu o comportare reală.

Se pot defini următoarele clase de materiale, la limita extremă:

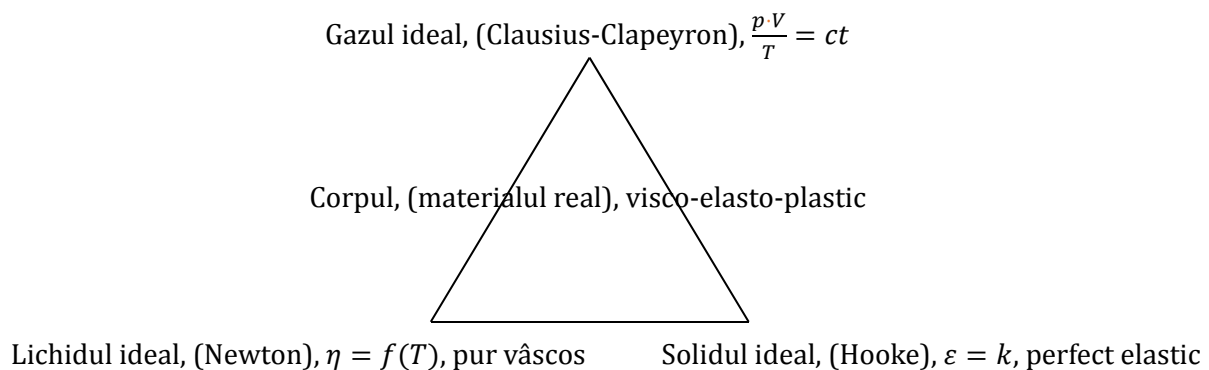
Corpul Pascal: viscozitate nulă, incompresibil, fără efect la timpul de acționare. (Ideal).

Corpul Newton: viscozitate dependentă de temperatură. (Fluidul e pur viscos).

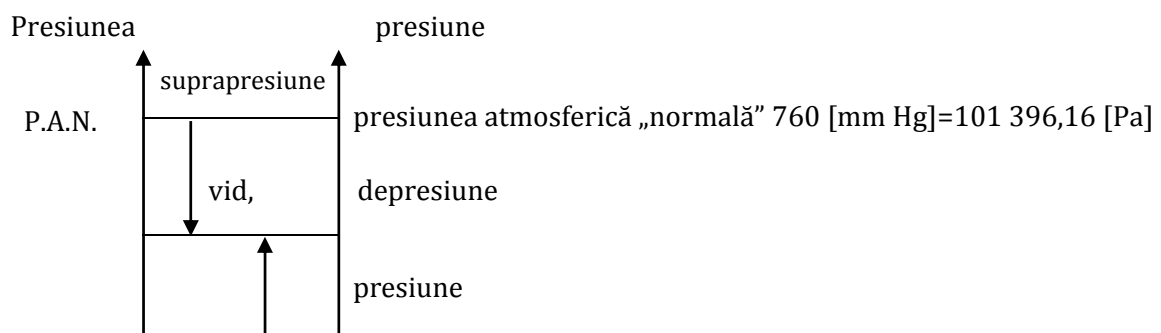
Corpul Saint Venant: perfect plastic. (Deformația apare după aplicarea unei forțe).

Corpul Hooke: perfect elastic. (Deformația se recuperează total).

Corpul Euclid: perfect rigid. (Nu există deformație).



Presiunea, ca mărime fizică și exprimare matematică, $p = F/S$, indică mărimea forței exercitate pe o suprafață dată. Din punct de vedere termodinamic și a teoriei cinetico-moleculare, presiunea este rezultanta ciocnirilor dintre molecule și pereții incintei în care este închis. **Ipotetic**, dacă într-o incintă **NU** există nici o moleculă, presiunea este 0, deoarece **NU** există forță de acțiune asupra pereților. Acest nivel este cunoscut ca presiune 0 sau Presiune absolută=0. Dacă se introduc molecule în incintă, presiunea va crește. Prin ciocnirile între molecule și pereții incintei, forțele inerțiale cresc, deci și presiunea. Aceasta poate crește până la un nivel la care densitatea volumică a moleculelor din spațiul interior egalează densitatea volumică a spațiului exterior, adică se egalează presiunea din interior și cel exterior, nivel numit presiune atmosferică. Având în vedere că acest nivel al presiunii exterioare depinde de latitudine, longitudine, altitudine, starea momentană a vremii, de nivelul umidității exterioare sau a altor condiții de operare, s-a considerat că **Presiunea Normală** a atmosferei este de 760 [mm Hg], adică $p = 13600 \cdot 9,81 \cdot 0,760 = 101396,16$ [Pa].



Peste acest nivel, moleculele trebuie „îndesate” pentru a intra în incintă, până când aceasta poate rezista din punct de vedere mecanic. Sub acest nivel, se poate spune de depresiune, sau vid, peste nivelul ambiental se numește suprapresiune. Dacă se consideră acest concept al teoriei cinetico-moleculare, presiunea se definește ca „presiune absolută”, adică măsurată de la 0 absolut, dacă se face referire de la nivelul presiunii ambientale, se spune suprapresiune sau depresiune, ori vid.

Materialele fluide, adică acelea ce pot suferi deformări temporare ale formei și volumului, pot fi transportate prin conducte sau canale. Conducta este un spațiu închis prin care circulă un material adus în stare de curgere, peretele conductei fiind în contact pe întreaga circumferință cu materialul. În canale contactul materialului cu peretele este de cele mai multe ori parțial. Secțiunea conductelor și canalelor poate avea diverse forme geometrice, mai utilizate fiind cele circulare, ovoidale sau rectangulare.

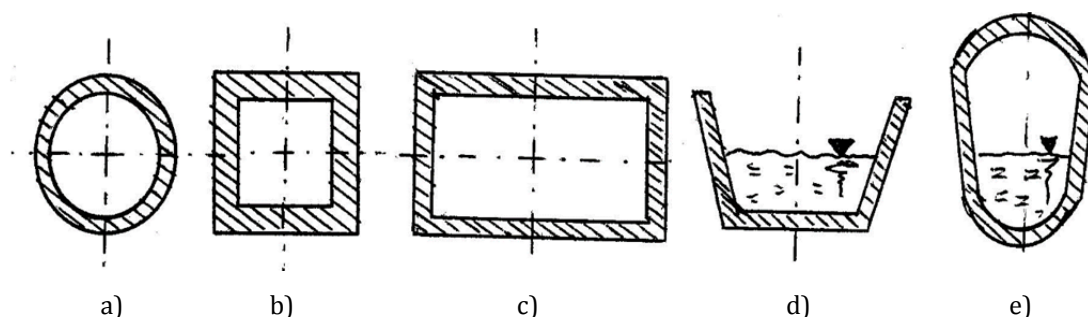


Fig. 3.1. Secțiuni de curgere pentru conducte și canale

Dacă materialul fluid care se deplasează printr-un spațiu oarecare este format din componenți care formează un flux omogen, curgerea mai poartă denumirea **curgere monofazică**. Acest tip de curgere este specific materialelor pure și soluțiilor lichide și gazelor. Modul în care curge curentul de fluid printr-un canal sau printr-o conductă este determinat de natura fluidului și parametri de operare. Principalii parametri care influențează curgerea sunt:

- viteza curentului de fluid;
- forma și dimensiunile secțiunii de curgere;
- natura și proprietățile fizico-mecanice a fluidului.

Viteza curentului de fluid se calculează ca raport a debitului său volumetric raportat la secțiunea de curgere măsurată sau calculată perpendicular pe direcția liniilor de curent:

$$w = \frac{Q_v}{S}; \quad \left[\frac{m}{s} \right] = \left[\frac{m^3/s}{m^2} \right]; \quad [w] = [m/s]; \quad [Q] = [m^3/s]; \quad [S] = [m^2].$$

Forma și dimensiunile secțiunii de curgere a fluidelor pot fi extrem de diferite. Pentru calcul se utilizează mărimea convențională numită diametru echivalent, d_{ech} . Această mărime se utilizează pentru a se putea compara o secțiune oarecare de curgere cu una de formă circulară. Utilizarea diametrului echivalent este o comoditate de lucru îndeosebi pentru secțiunile de curgere cu forme neregulate sau în care fluidul nu umple complet canalele sau spațiile aflate la dispoziție. Această mărime este una determinantă pentru procesele în care are loc deplasarea unor materiale indiferent de starea lor de agregare. Relația de calcul a mărimii este: [5, 9]:

$$d_{ech} = 4r_h = 4 \frac{A_u}{P_u},$$

unde: r_h este raza hidraulică, [m];

A_u este aria udată de fluid perpendiculară pe direcția de curgere, [m²];

P_u este perimetrul udat de fluid perpendicular pe direcția de curgere, [m].

Natura și proprietățile fizico-mecanice a fluidului influențează curgerea curentului de fluid în principal prin viscozitatea dinamică a fluidului, η , [Pa · s], densitatea sa, ρ , [Kg/m³], tensiunea superficială, σ , [kg/s²], conținutul de impurități sau alte materiale, proprietățile lor fizico-chimice, forma și concentrația acestora.

Pentru compararea diferitelor fenomene fizico-chimice între ele, în tehnică și în practica științifică se utilizează criterii de similitudine sau de asemănare. Aceste criterii sunt rapoarte între forțele care determină procesul sau fenomenul studiat. Fiind rapoarte între mărimi de același fel, aceste criterii de asemănare sau de similitudine nu au dimensiuni fizice, ele fiind numere. Pentru comoditatea exprimării aceste numere au primit numele unor oameni de știință. Modul în care curg fluidele poate fi comparat prin intermediul criteriului denumit Reynolds. Acesta reprezintă raportul între forțele de inerție care determină mișcarea lichidului și forțele de frecare viscoasă interne lichidului, forțe care se opun deplasării. Interacțiunile dintre aceste forțe generează gradul de agitare a purtătorilor de proprietate din masa de fluid și implicit gradul de turbulență al materialului, valoarea raportului dintre ele caracterizând calitativ și cantitativ nivelul de turbulență sau de amestecare a fluidului. Fiind vorba despre raportul a două mărimi fizice de același fel, criteriul Reynolds nu are mărime dimensională, rezultatul calculului fiind un număr pozitiv și real:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}, \quad [Re] = [-].$$

în care: η este viscozitatea dinamică a fluidului, [Pa · s];

w este viteza curentului de fluid, [m/s];

ρ este densitatea fluidului, [Kg/m³];

d_{ech} este diametrul echivalent, mărimea geometrică liniară principală a secțiunii, [m].

Numărul Reynolds, Re , face comparația cantitativă și calitativă a modului de curgere a fluidelor între ele. Astfel, dacă două fluide în curgere au valoarea criteriului Re identică, ele curg la fel, atât ca aspect fizic, dar prezintă același grad de turbulență indiferent de natura fluidelor sau de geometria spațiului de curgere. Curgerea fluidelor în conducte și canale este clasificată în funcție de valoarea numărului Reynolds în trei categorii și anume [2-9]:

- a) **curgere laminară** dacă $0 < Re < 2300$;
- b) **curgere intermediară** dacă $2300 < Re < 10\,000$;
- c) **curgere turbulentă** dacă $Re > 10\,000$.

În curgerea laminară liniile de curent și straturile de lichid curg paralel unul cu celălalt, neexistând amestecare între firele și straturile de fluid. Este un regim de curgere care apare la viteze mici a fluidului, în cazul secțiunilor extrem de reduse sau a materialelor cu viscozitate mare. Curgerea laminară nu avantajează amestecarea internă a fluidului, deci procesele fizico-chimice din interiorul său se derulează foarte încet și majoritar prin mecanism molecular.

În curgerea intermediară există un proces de tranziție de la curgerea laminară la cea turbulentă, fenomenul fiind caracterizat global printr-o amestecare parțială a straturilor sau a firelor de curent. Cifrele Reynolds ale limitelor domeniului sunt relative și sunt atribuite convențional, existența simultană și concomitentă a mecanismelor de transport făcând imposibilă din punct de vedere practic delimitarea exactă a valorilor cifrelor pentru limitele domeniului. Există în fluid spații în care se menține curgerea paralelă ce caracterizează regimul laminar, dar și zone în care se întrepătrund straturile sau firele de fluid într-un proces ce tinde spre omogenizarea materialului. Procesele interne din fluid se realizează după mecanisme suprapuse: moleculare și convective, intensitatea amestecării este relativ redusă și controlabilă doar pe ansamblul procesului.

În cadrul curgerii turbulente se manifestă o amestecare intensă a liniilor de curent, care crește cu valoarea din ce în ce mai mare a cifrei Reynolds. Mecanismul de transport este preponderent convectiv, mecanism ce asigură o uniformizare extrem de rapidă a proprietății în afara stratului limită laminar, strat care de altfel este din ce în ce mai subțire odată cu creșterea valorii criteriului Reynolds.

Un alt aspect important al curgerii fluidelor este pierderea de presiune generată de interacțiunea fluid-sistem. Pierderea de presiune trebuie compensată prin introducerea din exterior a energiei pentru a forța fluidul să curgă în sensul dorit. Pierderea de presiune totală, Δp_T , are câteva componente ce depind de forțele care le determină. Relația generală de calcul a pierderii totale de presiune este [2-7]:

$$\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_g$$

unde: Δp_d este pierderea de presiune dinamică, [Pa];

Δp_{fr} este pierderea de presiune prin frecare, [Pa];

Δp_{rl} este pierderea de presiune prin rezistențe locale, [Pa];

Δp_{st} este pierderea de presiune statică, [Pa];

Δp_g este pierderea de presiune datorată geometriei sistemului, [Pa].

$$\Delta p_d = \frac{\rho \cdot w^2}{2}$$

este datorată energiei necesare creării vitezei de deplasare a fluidului;

$$\Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}$$

este datorată energiei necesare învingerii frecărilor dintre perete și fluid în porțiunile drepte ale conductelor;

$$\frac{\Delta p_{rl} \rho \cdot w^2}{2} \cdot \sum \xi$$

este datorată energiei necesare învingerii frecării fluid-perete în orice porțiune unde secțiunile de trecere nu sunt constante sau drepte: coturi, teuri, ramificații, robinete, lărgiri sau îngustări a spațiului de curgere etc.;

$$\Delta p_{st} = p_1 - p_2$$

este energia necesară învingerii diferenței de presiune statică dintre punctele de unde se pompează fluidul, 1, în vasul de recepție, 2.

$$\Delta p_g = \rho \cdot g \cdot \Delta h$$

este energia necesară învingerii forțelor arhimedice din sistem.

În relațiile de mai sus:

λ este coeficientul de frecare dintre fluid și perete, [-],

L este lungimea conductei în porțiunile drepte, [m],

d_{ech} este diametrul echivalent al conductei, [m],

ρ este densitatea fluidului care curge prin conductă, [Kg/m³],

w este viteza fluidului din conductă, [m/s];

Δh este diferența de nivel dintre limitele de curgere a fluidului, [m];

ξ este coeficientul de rezistență locală pentru curgerea fluidului, [-];

p_1 și p_2 sunt presiunile statice din punctele 1 și 2 [Pa].

Coeficientul de frecare și cei de rezistență locală se determină cu relații matematice specifice sau prin intermediul diagramelor, tabelor sau nomogramelor de calcul, vezi Fig. 3.2.

Pentru **regimul laminar** de curgere, $Re < 2300$, se poate evalua valoarea coeficientului de frecare după relația [5]:

$$\lambda = 64/Re,$$

iar pentru valori mari ale turbulenței, $Re > 10\,000$: $\lambda = 0,316/Re^{0,25}$.

Dacă spațiul în care are loc curgerea fluidului are pereți ruгоși, cum este cazul canalelor de scurgere, a celor de irigații, a instalațiilor din oțel corodate sau acoperite cu ciment, trebuie luat în calcul și asperitatea suprafețelor. Rugozitatea absolută se notează cu e și reprezintă înălțimea medie a asperității, iar rugozitatea relativă se notează cu $\varepsilon = e/d_{ech}$, arătând raportul dintre asperitate și dimensiunea spațiului de curgere. Formula de calcul a coeficientului de frecare în acest caz este, [5, 9]:

$$\frac{1}{\lambda} = -2 \cdot \lg \left[\frac{\varepsilon}{[3,7 + (6,81/Re)^{0,9}]} \right].$$

Pierdere totală de presiune, Δp_T , [Pa], este folosită la calculul puterii P necesare pentru acționarea dispozitivelor de vehiculare a fluidelor: pompe și ventilatoare.

$$P = \frac{V \cdot \rho \cdot g \cdot H_m}{1000 \cdot \eta_T} = \frac{V \cdot \Delta p_T}{1000 \cdot \eta_T} \quad [\text{kW}],$$

în care: V este debitul volumic al pompei, $[\text{m}^3/\text{s}]$;

ρ este densitatea fluidului pompat, $[\text{Kg}/\text{m}^3]$;

g este accelerația gravitațională, $[\text{m}/\text{s}^2]$;

H_m este înălțimea manometrică de pompare, $[\text{m coloană de lichid pompat}]$;

η_T este randamentul total al pompei, $[-]$.

Pentru **compresoarele** cu singură treaptă se poate calcula lucrul mecanic teoretic adiabatic, L_{ad} , $[\text{J}/\text{kg}]$, efectuat în timpul compresiei adiabactice a 1 $[\text{kg}]$ de gaz cu formula [5, 7]:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right].$$

Temperatura gazului la ieșirea din compresor se determină cu relația [5, 7]:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}.$$

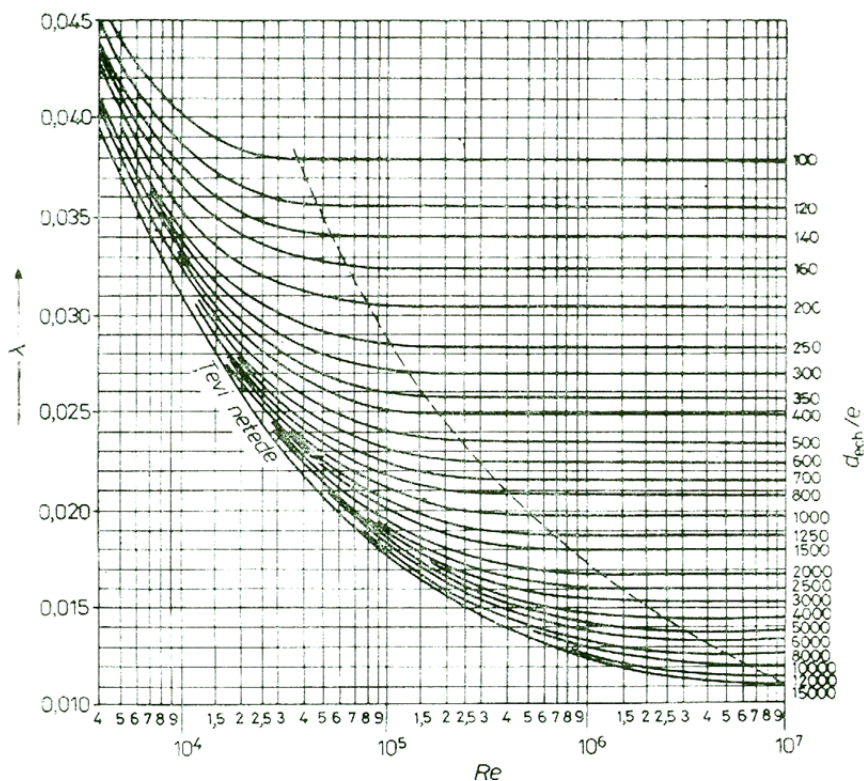


Fig. 3.2. Dependența coeficientului de frecare de turbulența curgerii [5, 7–10]

Puterea, P , în [kW], necesară compresorului cu o singură treaptă se determină cu ecuația:

$$P = \frac{G \cdot L_{ad}}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_T}.$$

În relațiile anterioare:

k este exponentul adiabatic al gazului: $k = c_p/c_v$;

c_p și c_v sunt căldurile specifice la presiune, respectiv la volum constant, [J/kg · °K];

p_1 și p_2 sunt presiunile de la care aspiră și refulează compresorul, [Pa];

v_1 este volumul specific de gaz în condițiile inițiale p_1 și T_1 , [m³/kg];

R este constanta gazului, $R = 8310/M$, [J/kg · °K];

M este masa moleculară a gazului, [kg];

η_T este randamentul total al compresorului, [-].

Fenomenul de curgere este important pentru transportul lichidelor, gazelor și dispersiilor prin conducte, pentru realizarea evacuărilor efluenților lichizi, gazoși sau suspensii, în realizarea practică a tuturor proceselor fizico-chimice de tratare și depoluare a efluenților, în evaluarea dispersiei concentrațiilor poluanților indiferent de starea lor de agregare în sol, apă sau aer. Curenții turbionari locali apar mai ales în cazul unor secțiuni de curgere cu dimensiuni variabile și zone cu potențiale hidrodinamice oscilatorii, fenomen care generează amestecarea intensă la scară globală a masei de fluid. Acești curenți sunt responsabili de transportul sau depunerea sedimentelor din fluide, de eroziunea sau modificarea profilului traseului de curgere a fluidelor, de concentrarea locală a materialelor transportate de curenții de fluid.

Curgerea bifazică este caracteristică sistemelor heterogene și apare de obicei în problematica bioingineriei în cadrul proceselor de fermentație, de denocivizare și epurare precum și la evacuarea efluenților lichizi sau gazoși în amestec cu cei solizi. Sistemele heterogene sunt amestecuri ce conțin două sau mai multe faze. Orice sistem heterogen prezintă două părți constitutive:

- **faza dispersă**, internă sau discontinuă,
- **faza dispersantă**, mediu de dispersie, fază externă sau continuă.

Amestecurile multifazice pot fi clasificate după o serie de criterii, ca de exemplu:

- sisteme heterogene **structurate**, dacă există o ordine prestabilită pentru aranjamentul fazelor componente,
- sisteme heterogene **nestructurate**, în care nu există nici un fel de ordonare a particulelor.

În funcție de **dimensiunea** particulelor sistemele heterogene se mai numesc:

- amestecuri **monodisperse** dacă particulele dispersate sunt de aceeași mărime;
- amestecuri **polidisperse** dacă particulele au dimensiuni diferite.

În raport cu **starea de agregare** a materialului care compune fazele disperse și dispersate apar diferite tipuri de amestecuri bifazice care se comportă în mod specific la curgere, ele având caracteristici fizico-mecanice distincte. Din punct de vedere practic, modalitățile de prezentare a amestecurilor multifazice sunt centralizate în Tab. 3.2.:

Tab. 3.2. Tipuri de amestecuri multifazice

Faza continuă	Faza dispersă	Denumirea amestecului	Caracteristici
Gaz	gaz, vapori	amestec de gaze	sistem omogen
		lichid	ploaie
	solid	ceață	se depune greu
		strat fluidizat	caract. speciale
Lichid	gaz	fum	se depune greu
		bule de gaz	se separă ușor
	lichid	spume	se separă greu
		dispersie	două faze distincte
	solid	emulsie	se separă greu
		suspensie	se separă ușor
		strat fluidizat	caract. speciale
		pastă, turtă	caract. speciale
Solid	gaz	solid umed	caract. speciale
		incluziuni	caract. speciale
	lichid	burete	caract. speciale
		incluziuni	caract. speciale
	solid	incluziuni	caract. speciale
		dispersie, amestec	caract. speciale
solid – lichid – gaz		tulbureală	caract. speciale

Aspectele specifice apar în primul rând din cauza interfețelor caracteristice diverselor stări de agregare, dar și de tipul, raportul cantităților de materiale și de proprietățile fizico-chimice a acestora. În pofida existenței a numeroase forme de prezentare pentru amestecurile multifazice, acestea au unele caracteristici de curgere comune, care depind doar de poziția conductei prin care se deplasează amestecul, orizontală sau verticală, de debitul de material, (exprimat frecvent prin viteza de deplasare) și de raportul de fază dintre componenți.

Fenomenologia **curgerii bifazice solid-fluid** poate fi discutată începând cu modul deplasării amestecului în conductă. În funcție de viteza curentului de material, (amestec), în ideea că diferența de densitate dintre fazele prezente poate genera fenomene specifice și că pierderea de presiune din conductă este un parametru principal al operațiilor sau proceselor, se poate reprezenta grafic dependența parametrilor pentru acest tip de curgere, care se mai numește diagrama Barth., Fig. 3.3.:

În câmpul diagramei sunt reprezentate curbele de variație a pierderii de presiune a fluidului în prezența și absența materialului solid și domeniile caracteristice de operare.

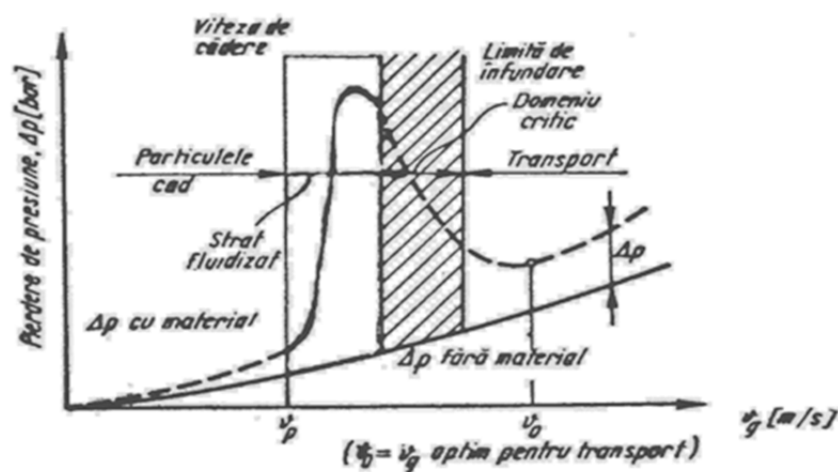


Fig. 3.3. Diagrama Barth, [7]

În absența materialului solid se manifestă o pierdere de presiune redusă, continuu crescătoare și dependentă de viteza de curgere a fluidului exprimată prin relațiile clasice ale hidrodinamicii. În prezența materialului solid granular, forma curbei împarte domeniul de viteze în patru zone distincte, care au fenomenologie separată.

I. La viteze mici ale fluidului, particulele solide din curentul de fluid cad sub acțiunea accelerației gravitaționale la fundul canalului unde fie se depun, fie sunt deplasate prin rostogolire sau alunecare.

II. Când viteza curentului de fluid se apropie de viteza de plutire a particulelor se remarcă o creștere bruscă a pierderii de presiune. Particulele solide sunt dislocate unele de altele, apărând fenomenul de fluidizare cu diferitele sale particularități. Compoziția granulometrică a solidului este factorul predominant care controlează procesul în acest domeniu de viteze. În raport cu granulometria sistemului, pot apărea aglomerări sau dopuri de solid care duc la pierderi de presiune exagerat de mari, sau antrenări ale particulelor mai fine de către fluid, care duc la oscilații ale pierderii de presiune.

III. La depășirea vitezei de fluidizare stabile pentru sistemul de particule, apare o scădere semnificativă a pierderii de presiune din cauza reducerii frecărilor reciproce fluid-solid specifice stratului fluidizat.

IV. Creșterea în continuare a vitezei fluidului conduce la apariția transportului hidraulic, specifică zonei finale din diagramă. Mărirea pierderii de presiune se datorează comportării cvasiomogene a ansamblului de material, astfel că alura curbei este asemănătoare cu cea descrisă în lipsa solidului, diferența fiind dată de densitatea mai ridicată a sistemului bifazic. Se remarcă prezența unui minim al pierderii de presiune, minim care este și optimul economic al procesului de transport.

Curgerea fluid-solid este specifică fermentațiilor, gazelor exhaustate și apelor uzate care sunt colectate de rețelele de canalizare și intră în stațiile de tratare, a curgerii în interiorul stațiilor și instalațiilor de tratare, a iazurilor de decantare, a coșurilor de evacuare a gazelor și pulberilor sau în cazul situațiilor de dezastre naturale urmate de scurgerea apelor încărcate cu sedimente.

Curgerea bifazică gaz-lichid trebuie abordată din mai multe puncte de vedere, începând cu deplasarea unei singure bule de gaz și apoi a unor populații de bule în diferite condiții de operare, așa cum se întâlnesc situațiile în practică.

Se prezintă în continuare fenomenologia formării bulelor printr-un singur orificiu plasat într-o placă plană orizontală Fig. 3.4. a).

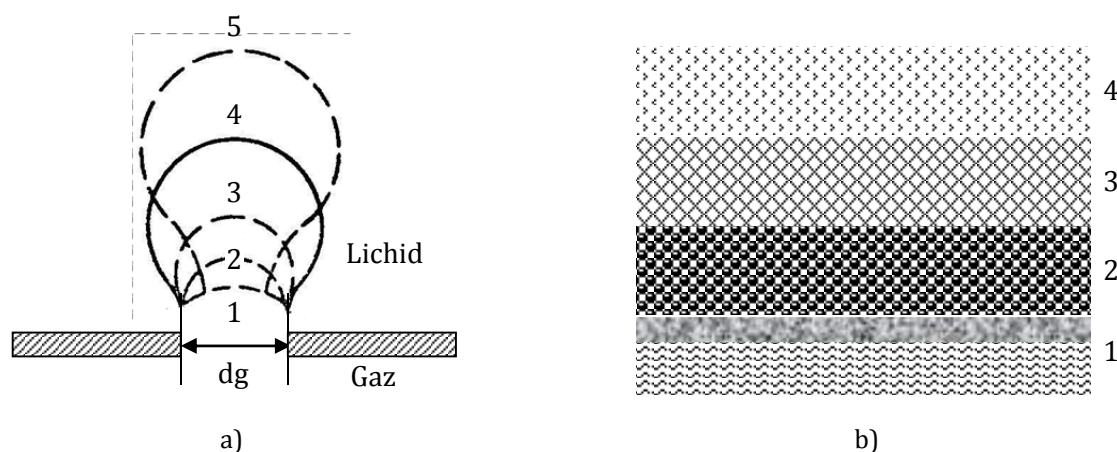


Fig. 3.4. Dinamica formării unei bule individuale [2] și structura stratului de spumă stabil [7]

1-5 etape succesive în creșterea bulei

1 – gaz; 2 – lichid; 3 – spumă; 4 – dispersie

Dacă viteza gazului, respectiv presiunea lui, este nulă sau foarte mică nu putem discuta despre formarea bulelor, pentru că lichidul se va scurge prin orificiu.

Dacă viteza, (presiunea), gazului prin orificiu crește, atunci când presiunea sa o echilibrează pe cea hidrostatică a lichidului, deasupra orificiului se formează o calotă sferică de gaz. Simultan cu creșterea presiunii gazului, calota se mărește tinzând la forma perfect sferică. Atunci când forța ascensională a

bulei echilibrează presiunea hidrostatică a lichidului și tensiunile interfaciale, bula de gaz se desprinde și urcă în lichid până la suprafață. Simultan cu ridicarea bulei înspre suprafața lichidului, diametrul ei crește, proporțional cu scăderea presiunii din interiorul ei, pentru echilibrarea presiunii hidrostatice continuu descrescătoare a stratului de lichid străbătut, astfel că și viteza ei de ridicare se mărește. Creșterea diametrului bulei atrage după sine și majorarea forței de frecare dintre bulă și lichid prin mărirea suprafeței de contact dintre faze. Această forță se opune deplasării și creează tensiuni de forțe la interfața de contact lichid-gaz, care determină deplasări locale ale celor două faze, cu implicații asupra agitării fluidelor și a modificării de aspect a bulei.

Dinamica bulelor în timpul parcurgerii lichidului se manifestă și asupra formei bulei, Fig. 3.8. Dacă bula are diametru foarte mic sau mic, ea va rămâne sferică pe tot traseul parcurs de lichid. La diametre mai mari, la trecerea prin lichid bula se deformează datorită frecării cu lichidul devenind elipsoidală și urcă pe direcția axei mari, care oferă o rezistență mai redusă la deplasare. La un diametru mai mare bula se deformează și mai mult luând o formă aproximativ semisferică și urcă cu partea rotunjită către suprafață. Dacă bula are diametrul mai mare ea se deformează luând forma de titirez. Dacă bula are diametrul și mai mare se deformează mai puternic, iar secțiunea ei transversală seamănă cu o boabă de fasole. La diametre și mai mari, bula de gaz are secțiune cu o formă asemănătoare cu a unei ciuperci. Cu cât bula de gaz are diametru mai mare, cu atât crește viteza ei ascensională și proporțional crește gradul de turbulență din masa de lichid. Pe de altă parte, viteza mare de ridicare implică un timp de contact redus între lichid și gaz, fapt care poate duce la o dizolvare incompletă a părților solubile din gaz și la un grad redus de agitare a gazului în interiorul bulei, dar un grad mare de amestecare a lichidului. Bulele cu diametru mic prezintă o suprafață proporțional mai mare față de numărul lor, un timp mai lung de contact cu lichidul, spuma generată fiind mai stabilă și mai eficientă în contactarea gaz-lichid.

Pentru cazul descris anterior, adică al unor bule cu diametru corespunzător diametrelor orificiilor care le generează, se poate prezenta imaginea generală a stratului bifazic lichid-gaz stabil și a unor efecte colaterale. Trebuie remarcat faptul că pentru orice dimensiune a orificiilor, apare o structură **stabilă** a sistemului bifazic gaz-lichid structurat așa cum s-a prezentat în Fig. 3.4. În Fig. 3.5. sunt trecute reprezentări grafice care prezintă modul în care se deplasează bule de gaz cu dimensiuni diferite într-un strat de lichid și efectul acestora asupra lichidului.

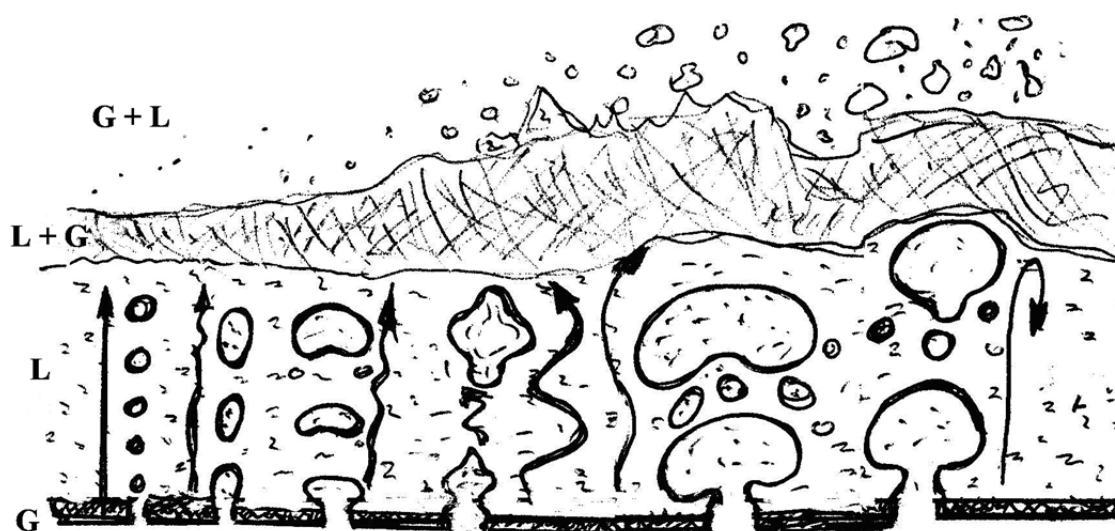


Fig. 3.5. Forma și traseul bulelor de gaz în funcție de dimensiunea orificiului de generare

Diametrul bulelor formate pe un orificiu cu diametrul d_0 , [m], în condiții cvasistatice, ρ_l , ρ_g este densitatea lichidului respectiv a gazului, [Kg/m³], g este accelerația gravitațională, [m/s²], se poate determina, cu erori de ± 20 %, din egalarea forței arhimedice cu cea de tensiune superficială, σ , [N/m]:

$$\frac{\pi \cdot d_b^3}{6} \cdot (\rho_l - \rho_g) \cdot g = \pi \cdot d_o \cdot \sigma, \quad \text{sau} \quad d_b = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{(\rho_l - \rho_g) \cdot g}}$$

La debite relativ mici și constante de gaz, timpul de reținere a bulei pe orificiu e constant, iar volumul bulei, V_b , [m³], se poate determina cu relația:

$$V_b = \left(\frac{4 \cdot \pi}{3}\right)^{0,25} \cdot \left[\frac{15 \cdot \eta_l \cdot M_g}{2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}\right]^{0,75}.$$

La debite mari de gaz:

$$V_b^{1,333} \left(\frac{2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{5 \cdot \eta_l \cdot M_g}\right) + V_b^{0,333} \left(\frac{\rho_g \cdot M_g}{\eta_l \cdot A_0}\right) - (36 \cdot \pi) = 0,$$

unde A_0 este aria orificiului, [m²]. În domeniul debitelor foarte mari de gaz se formează jeturi de gaz din care se desprind unele bule, [2, 11, 37].

Viteza bulelor se poate determina din egalarea forțelor ascensionale cu cele de frecare viscoasă:

$$\frac{\pi \cdot d_b^3}{6} \cdot (\rho_l - \rho_g) \cdot g = k_f^* \frac{\pi \cdot d_b^2}{4} \cdot \rho_l \cdot \frac{w_b^2}{2}, \quad \text{sau} \quad w_b = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d_b \cdot (\rho_l - \rho_g)}{3 \cdot k_f^*}}, \quad [2, 11, 37].$$

Curgerea gaz-lichid prin conducte. Fenomenologia și aspectul curgerii în conducte sau canale depinde de poziția conductei, orizontală sau verticală, de raportul gaz/lichid și de viteza relativă dintre cele două faze. Reprezentarea grafică a procesului de curgere bifazică prin conducte **orizontale** în raport cu parametri precizați poartă numele de diagrama Baker și are pe axe de coordonate mărimile specifice $K_2 \cdot Q_g$ respectiv $K_1 \cdot Q/Q_g$. Q și Q_g reprezintă debitele de lichid respectiv de gaz, K_1 fiind un coeficient depinzând de tensiunea superficială, viscozitatea și densitatea materialelor, $K_1 = (\rho_l \cdot \eta_l / \rho_g \cdot \eta_g) \cdot \sigma$, K_2 depinzând de raportul densităților lichidului și gazului, $K_2 = \rho_l / \rho_g$. Se poate comenta fenomenul de curgere bifazică pentru conducte orizontale după cum se arată în Fig. 3.6.:

- La raport mic gaz/lichid și viteze apropiate între faze, gazul se adună preferențial la partea superioară a conductei curgând cu bule mai mari sau mai mici, cu viteze apropiate de cea a lichidului.
- Pentru debite gaz/lichid ceva mai mari apar așa numitele bule, (dopuri), de gaz plasate la partea superioară a conductei, care se deplasează cu o viteză mai mare decât a lichidului. Acest tip de curgere cu dopuri de gaz poate fi periculoasă prin crearea de șocuri în conducte, eroziunea neuniformă a canalului sau împrăștierea și evacuarea neuniformă a lichidului la ieșirea din conductă.
- Prin creșterea raportului gaz/lichid și a vitezei acestora, tampoanele superficiale de gaz se transformă în dopuri ce ocupă toată secțiunea transversală a conductei. Apare fenomenul de pistonare, de asemenea periculos pentru funcționarea instalațiilor. Se aperecează că vitezele la care apare acest fenomen sunt sub 0,91 [m/s] pentru gaz și 0,61 [m/s] pentru lichid.
- Când apare o suprafață clară de demarcație între gazul adunat la partea superioară și lichid se vorbește de curgere stratificată. viteza gazului este sub 0,61 [m/s] – 3,1 [m/s], iar a lichidului de maximum 0,15 [m/s]. În această zonă contactul gaz-lichid este extrem de scăzut.
- Creșterea vitezei gazului în curgerea stratificată duce la apariția valurilor la suprafața lichidului. Acestea pot fi mai mici sau mai înalte, generate de viteza gazului de aproximativ 4,6 [m/s], iar lichidul are cel mult 0,31 [m/s].
- Valurile înalte sunt un fenomen tranzitoriu care duce la formarea de dopuri de materiale.
- La viteze mai mari, valurile ating partea superioară a conductei generând dopuri de lichid. Acestea creează vibrații și șocuri în instalațiile industriale fiind un fenomen nedorit.
- Curgerea inelară apare când lichidul curge în film pe pereții conductei iar în centru trece fluxul de gaz. Viteza gazului trece de 6,1 [m/s].

- i) Curgerea pulverizată sau dispersă, în care lichidul este transformat în picături și antrenat apare la viteze mai mari de 60 [m/s].
- j) Curgerea spumantă apare dacă apar substanțe tensioactive în sistem și apar condiții specifice de curgere.

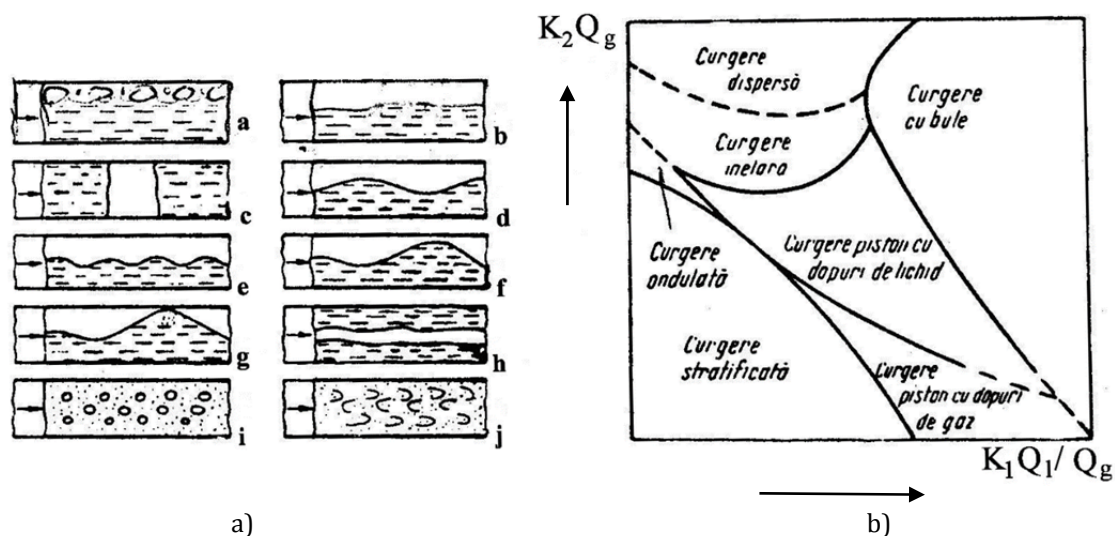


Fig. 3.6. Aspectul curgerii în conductele orizontale, a) și diagrama Baker, b) [7]

Curgerea bifazică în conducte **verticale** are fenomenologia și reprezentarea descrisă de diagrama Griffith, Fig. 3.7. a) și b). În câmpul de dependențe: raportul de faze $S = Q_g / (Q_g + Q_l)$ și critriul Froude, $Fr = w^2 / l \cdot g$, apar trei domenii principale de curgere:

$$Fr_{med} = \left(\frac{Q_g + Q_l}{A} \right)^2 \cdot \frac{1}{g \cdot d},$$

- a) curgerea inelară sau în film în care lichidul este antrenat în sus de forța de frecare dintre gaz și lichid, gazul se aglomerează preferențial centrului conductei și transportă picături mici de lichid, majoritatea lichidului fiind împins spre perete. Acest tip de curgere apare la viteze și debite mari ale gazului.
- b) curgerea tip piston, (cu dopuri sau bușoane de gaz), apare la viteze ale gazului cuprinse între 0,6 și 9 [m/s].
- c) curgerea emulsionată apare atunci când gazul transportă lichidul sub formă de picături, acest fapt solicitând viteze ale gazului de peste 21,5 [m/s] și debite de lichid reduse.

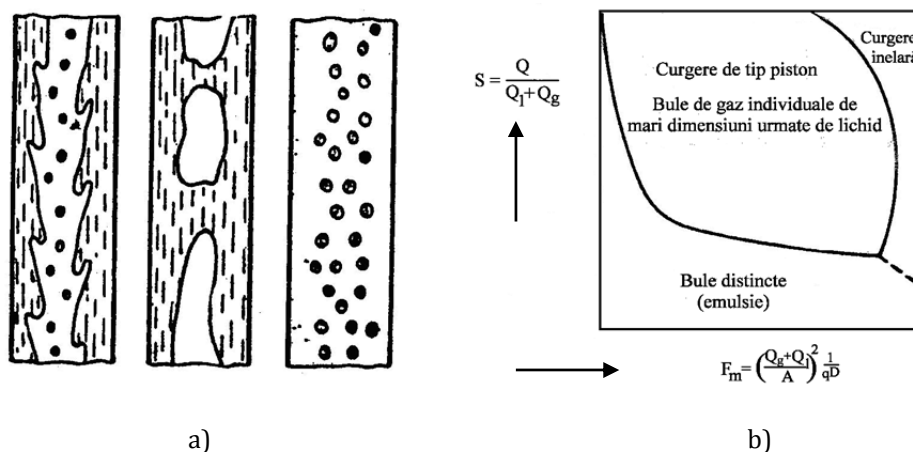


Fig. 3.7. a) Aspectul curgerii în conductele verticale; b) diagrama Griffith, [7]

Curgerea peste deversoare, fante, orificii sau umpluturi. La curgerea fluidelor peste obstacole apar fenomene specifice în raport cu forma și dimensiunile obiectului. **Barajul** este un obstacol pozat transversal pe direcția de curgere a lichidului. Lichidele pot trece de baraj fie prin secțiuni special executate, fie peste creasta digului. Curgerea peste baraj creează o pânză de lichid cu suprafață liberă, secțiunile de evacuare putând fi în contact cu suprafața liberă sau înecate. **Barajele deversoare** clasice, Fig. 3.8., sunt utile în intensificarea proceselor de autoepurare a apelor prin ușurarea dizolvării aerului în lichid pe toată porțiunea de suprafață liberă sau de amestecare intensă după căderea peliculei de pe baraj.

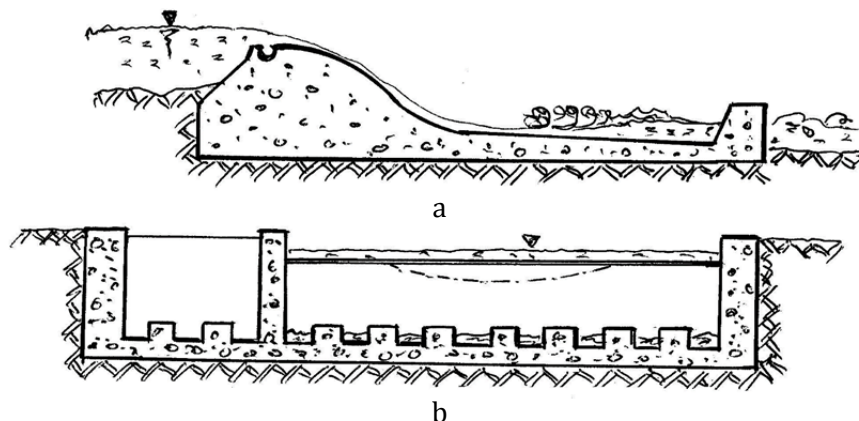


Fig. 3.8. Schema generală al unui baraj deversor
a) secțiune longitudinală; b) secțiune transversală față de firul apei

Un caz special, de mare interes pentru procesele de denocivizare este curgerea fluidelor peste **umpluturi**. Umpluturile sunt corpuri solide având forme extrem de diverse care sunt utilizate în vederea îmbunătățirii contactului dintre lichide, lichide și gaze sau fluide și solide. Forma geometrică este dictată de scopul operației, de natura și proprietățile fizico-chimice ale materialelor și de parametri economico-funcționali ai procesului. Pentru procesele de epurare și denocivizare sunt importante procesele de:

- contactare a solidelor reactive cu agenții nocivi din lichide sau gaze,
- îmbunătățirea condițiilor de contactare a lichidelor și gazelor reziduale cu soluțiile de tratare.

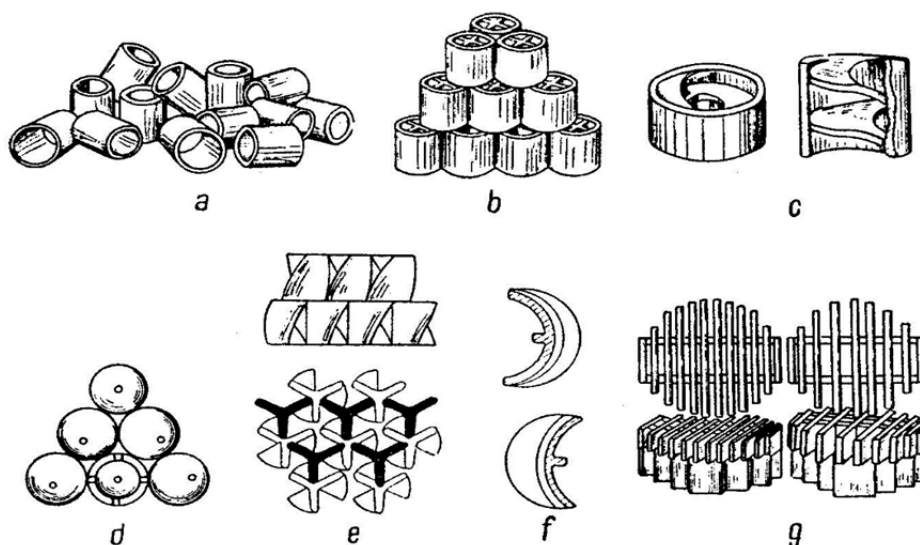


Fig. 3.9. Tipuri de umpluturi, [2]
a) inele Raschig, b) inele Lessing, c) inele cu suprafață elicoidală interioară, d) sfere,
e) umplutură elocoidală, f) șei Berl, g) grătare.

O umplutură „bună” trebuie să îndeplinească următoarele condiții: suprafață specifică mare, volum mare de goluri, rezistență mecanică și chimică, să fie umectată de lichid, preț redus. Se pot utiliza drept umpluturi o gamă foarte largă de materiale, care de obicei se clasifică în cele cu formă nedefinită, cu formă regulată și grătare sau structuri spațiale. Materialele cu formă neregulată sunt foarte ieftine și accesibile, putând fi pietriș, piatră spartă, tuf vulcanic, cărbune sau cox, talaș, rumeguș etc. Ele se pot înfunda ușor și se pot crea zone preferențiale de curgere. Aceste dezavantaje dispar în cazul umpluturilor cu forme regulate, unele dintre ele fiind prezentate în Fig. 3.9.:

Umpluturile se caracterizează prin intermediul diametrului echivalent:

$$d_{ech} = 4 \cdot r_h = 4 \cdot \frac{A_u}{P_u} = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{\sigma}, \quad [5, 9],$$

unde: ε este fracția de goluri sau volumul liber al umpluturii, $[m^3/m^3]$;

σ este suprafața specifică a umpluturii, $[m^2/m^3]$.

Fracția de goluri sau volumul liber arată cât spațiu gol este prezent într-un metru cub de solid, adică spațiul prin care pot circula materialele. Este de preferat ca acest volum să fie cât mai mare pentru o curgere comodă a fluidelor.

Suprafața specifică arată aria de contact pusă la dispoziție de un metru cub de umplutură. Cu cât aria de contact este mai mare, contactarea este mai intensă și procesele sunt accelerate.

În cazul parcurgerii umpluturii de către **un singur fluid**, curgerea poate fi asimilată cu una monofazică, dar printr-un canal de structură complexă. Și aici se pot delimita domeniul de **curgere laminară**, $Re < 40$ de cel al **curgerii turbulente**, $Re > 40$.

Pierderea de presiune generată de frecarea fluidului cu materialul umpluturii se determină cu aceeași relație matematică prezentată la curgerea prin conducte, evoluția ei față de viteza fluidului fiind de tip parabolic [5, 9, 39]:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{H_{strat}}{d_{ech}} \cdot \rho \cdot \frac{w_r^2}{2}.$$

Viteza fluidului, gaz sau lichid, care trece prin coloana cu umplutură considerată „goală” se numește **viteză fictivă**, w_f , și se determină cu relația:

$$w_f = \frac{Q_v}{S}; \quad \left[\frac{m}{s}\right] = \left[\frac{m^3/s}{m^2}\right]; \quad [w] = \left[\frac{m}{s}\right]; \quad [S] = [m^2].$$

unde S este secțiunea, (aria), coloanei cu umplutură considerată „goală”, $[m^2]$, adică în lipsa umpluturii. Utilizarea noțiunii de viteză fictivă este comodă, deoarece se cunoaște diametrul tubului în care se pozează umplutura și acesta este constant.

Viteza reală, w_r , a fluidului care trece prin umplutură este întotdeauna **mai mare** decât viteza fictivă, deoarece spațiul de trecere este redus prin prezența fizică a solidului din umplutură. Relația de legătură între viteza fictivă și cea reală este dată de volumul liber al umpluturii: $w_r = w_f/\varepsilon$.

Pierderea de presiune în umplutură depinde de viteza reală, adică de contactul direct solid-fluid.

Coeficientul de frecare, λ , se determină prin relații specifice, [5, 9, 39]:

$$Re < 40 \Rightarrow \lambda = \frac{140}{Re_{fluid}}; \quad Re > 40 \Rightarrow \lambda = \frac{16}{Re_{fluid}^{0,2}}$$

Criteriul Reynolds la curgerea monofazică prin umpluturi se determină cu valoarea vitezei reale a fluidului:

$$Re = \frac{w_r \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = w_r \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho}{\eta} = \frac{w_f}{\varepsilon} \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho}{\eta} = \frac{4 \cdot w_f \cdot \rho}{\sigma \cdot \eta},$$

La curgerea **simultană în contracurent** a unui lichid și a unui gaz printr-o umplutură apar alte fenomene caracteristice. La curgerea unui debit descendent constant de lichid și a unui debit foarte mic de gaz ascendent pierderea de presiune este dependentă liniar față de viteza gazului. Această situație este asemenea curgerii monofazice. Acest fenomen se desfășoară până când debitul de gaz continuu crescător este împiedicat de trecere de către scurgerea de pe umplutură a lichidului. În acest moment la partea inferioară a umpluturii apare o acumulare de lichid prin care barbotează gazul. Punctul delimitat de către vitezele relative a celor două fluxuri este numit „punct de încărcare”. Acest punct se deplasează către viteze mici a gazului la creșterea debitului de lichid. Peste acest punct, pierderea de presiune se majorează datorită presiunii hidrostatice a coloanei de lichid. Dacă se mențin constante debitele de gaz și lichid, în stratul de umplutură va rămâne o porțiune în care stratul de lichid este străbătut de curentul format din bule de gaz. Acesta este regimul normal de funcționare a coloanelor cu umplutură stropită. Dacă se majorează debitul de gaz, acesta blochează trecerea lichidului, obligându-l să se acumuleze în golurile stratului solid de unde este împins în sus, până la partea sa superioară și de aici în afara instalației. Este un alt punct important de funcționare a umpluturilor stropite și se numește „punctul de înecare”. Coloanele în curgere bifazică pot opera corect doar între punctele de încărcare și cele de înecare, la debite constante de fluide. În diagrama din Fig. 3.10. se prezintă evoluția pierderii de presiune în coloane cu umplutură pentru diferite situații: A este cazul coloanei uscate, B reprezintă situația coloanei udă și apoi scurse, C și D sunt cazurile coloanelor stropite cu debite diferite de lichid, (debitul C fiind mai mic decât debitul D), x este punctul de încărcare, y este punctul de înecare.

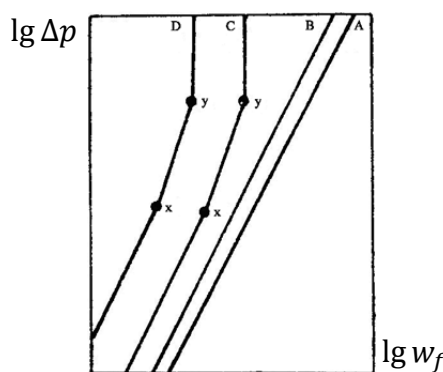


Fig. 3.10. Dependenta pierderii de presiune de viteza gazului, [7]

Determinarea punctelor de încărcare și înecare se poate face experimental sau prin calcul, [1, 5, 7, 10, 12]. O cale de determinare a vitezei de înec prin calcul este prezentată mai jos:

Se calculează viteza fictivă a gazului la punctul de înecare, w_{fin} :

$$\lg \left(\frac{w_{fin}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_g \cdot \eta_l^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_l} \right) = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,125},$$

în care: ρ_l și ρ_g sunt densitățile gazului și lichidului, [Kg/m³];

σ este suprafața specifică a umpluturii, [m²/m³];

η_l este viscozitatea dinamică a lichidului, [Pa · s];

ε este volumul liber al umpluturii, [m³/m³];

g este accelerația gravitațională, 9,81 [m/s²];

L și G sunt debitele masice de lichid și de gaz, [kg/s].

Coloanele cu umplutură lucrează la un punct hidrodinamic optim plasat la 75–90 [%] din viteza de înec. O relație de calcul ce indică acest optim este [7, 12, 22, 37]:

$$Re = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G}{L} \right)^{0,43}$$

în care Ar este criteriul de similitudine Arhimede caracterizat de relația matematică:

$$Ar = \frac{d_{ech}^3 \cdot \rho_g \cdot \rho_l \cdot g}{\eta_g^2},$$

în care $d_{ech} = 4 \cdot \varepsilon / \sigma$.

Dispozitive pentru vehicularea fluidelor

Utilajele care vehiculează lichide se numesc **pompe**, cele care vehiculează gaze au denumiri specifice depinzând de presiunea generată și uneori de destinația acestora.

- pentru diferențe mici de presiune, aproximativ 1 [m] coloană de apă, dispozitivele pentru vehicularea gazelor se numesc **ventilatoare**. Acestea preiau gazul de la o presiune oarecare și îl transportă pe un traseu relativ scurt și îl refulează aproximativ la presiunea la care a fost aspirat.
- **suflantele** creează diferențe mici de presiune, necesară numai transportului pe distanțe intermediare a gazelor.
- **compresoarele** sunt dispozitive care generează și asigură transportul gazelor la diferențe mari de presiune, de regulă peste 1 atmosferă.
- **exhaustoarele** sunt dispozitive care vehiculează cantități mari de aer la diferențe foarte mici de presiune, de exemplu din interiorul clădirilor în afara acestora.

4. Sedimentarea

Sedimentarea este operația prin care un amestec heterogen fluid – solid este separat în părțile componente sub acțiunea unor forțe externe. Forțele externe care pot interveni în timpul procesului sunt fie forța gravitațională, accelerația centrifugă, câmpurile electrice, magnetice sau energia radiantă.

Se numește **suspensie**, amestecul inițial bifazic fluid – solid supus procesului de separare. **Decantatul** sau **limpedele** este partea mai mult sau mai puțin limpede a fazei continue, iar **sediment**, **nămol**, **șlam** sau **precipitat** este partea cu o concentrație mare de particule solide, cu un conținut oarecare de fluid.

Se numește **decantare** operația prin care se îndepărtează limpedele de deasupra sedimentului. **Clarificarea** sau **limpezirea** este eliminarea fazei solide din faza continuă și se referă la suspensiile cu solide grăunțioase care sedimentează independent unele de altele. **Concentrarea** prin sedimentare a unei faze solide dintr-un amestec se referă la suspensiile fine sau floconoase, care generează un nămol ce conține mai mult lichid decât solidul propriu-zis. Se utilizează denumirea de **sedimentare** pentru operația efectuată atunci când ambele faze: dispersă și continuă, sunt interesante pentru procesul tehnologic respectiv.

Termenul de **îngroșare** se utilizează atunci când este interesantă doar faza solidă și se folosește denumirea de **limpezire** atunci când este interesantă partea lichidă, sau fluidă.

În mod normal, în limbajul tehnic, se folosește denumirea de **sedimentare** pentru separarea lichid – solid, iar termenii de **epurare** sau **desprăfuire** se utilizează pentru sistemele heterogene gaz-solid.

În funcție de **diametrul particulelor** și **aspectul amestecului**, considerate după o observare cu ochiul liber, sistemele heterogene se denumesc uzual din punct de vedere tehnic:

- **grosiere**, când $\Phi_p > 100 \text{ } [\mu\text{m}] = 0,1 \text{ } [\text{mm}]$;
- **fine**, dacă $0,5 \text{ } [\mu\text{m}] < \Phi_p < 100 \text{ } [\mu\text{m}]$;
- **turbureli**, atunci când $0,01 \text{ } [\mu\text{m}] < \Phi_p < 0,5 \text{ } [\mu\text{m}]$;
- **coloidale** sau **coloizi**, pentru $\Phi_p < 0,01 \text{ } [\mu\text{m}]$.

Sistemele heterogene sunt cu atât mai stabile cu cât gradul de dispersie este mai avansat, altfel spus, cu cât dimensiunile particulelor dispersate sunt mai reduse. Factorii care influențează sedimentarea sistemelor lichid-solid se referă la suspensie, la lichid, la solid, la aparatul de separare și la operația propriu-zisă. Factorii principali referitori la **suspensie** sunt următorii:

- **concentrația suspensiei**: mai dificil sedimentează cele concentrate, cu particule floconoase și polidisperse, fenomenul urmează legi specifice de sedimentare, care trebuie cuantificate;
- **vârsta suspensiei**: cu cât vârsta este mai mare sedimentarea are loc mai ușor, fenomenul se datorează unor fenomene de interfață, procese de adsorbție a unor ioni, molecule sau alte particule încărcate electric la suprafața solidului și procesului de aglomerare a particulelor solide între ele;
- **cantitatea de suspensie** recomandă utilizarea unui proces continuu sau discontinuu, a unui tip sau altul de aparat;
- **modul de obținere** a suspensiei: cele rezultate în urma unor reacții chimice sedimentează mai greu decât cele obținute pe cale mecanică, fenomenul se datorează spectrului granulometric și dimensiunilor particulelor generate și caracteristicilor fizico-chimice a lichidului.

Lichidul de dispersie influențează separarea astfel:

- prin **densitate**: cu cât densitatea lichidului este mai diferită de cea a solidului sedimentarea are loc mai ușor;
- prin **viscozitate**: cu cât este mai mică sedimentarea are loc mai ușor și mai rapid;
- prin **concentrația de ioni**: aceștia se adsorb la interfața solid-lichid și pot genera fie aglomerarea solidului, fie redispersarea lui;
- prin **concentrația de materiale tensioactive**: acestea în raport cu structura lor pot menține în suspensie solidul sau pot flocula particulele fine.

Solidul influențează sedimentarea suspensiilor:

- prin **densitate**: cu cât densitatea solidului este mai diferită de cea a lichidului sedimentarea are loc mai ușor;
- prin **diametrul particulelor**: particulele mari sedimentează ușor și mai rapid, iar cele mici mai încet.
- prin **spectrul granulometric**:
 - a) particulele **monodisperse** sedimentează mai rapid decât cele polidisperse și după o fenomenologie caracteristică, formează un sediment compact și greu redispersabil, iar lichidul este limpede și clar;
 - b) particulele **polidisperse** generează un sediment ușor redispersabil, limita de separare dintre nămol și lichid este incertă, lichidul este opalescent sau tulbure și greu de separat de nămol;
- prin **structura și textura** sa: particulele poroase, fibroase și afânate sedimentează mai greu decât cele compacte;
- prin **forma geometrică**: particulele granulare cubice sau sferice sedimentează mai ușor decât cele aciculare, lamelare sau floconoase.

Ca **operație** sedimentarea este influențată de viteza de sedimentare necesară sau de timpul de proces impus, mărimea particulelor fiind dependentă de operațiile tehnologice din amonte. În mod practic, viteza de depunere se determină prin ridicarea experimentală a curbei de sedimentare, o reprezentare a înălțimii stratului de limpede în timp, Fig. 5.1. Ea este singura în măsură să precizeze exact caracteristicile, comportarea suspensiei și să ofere timpul real de separare în condițiile concrete.

Tipul de decantor utilizat, forma sa constructivă, materialul de construcție, influențează eficiența decantorului și timpul de staționare a amestecului, dar nu există o formă sau tip optim de decantor, fiecare aparat depinde de natura amestecului, de specificul operației și modul său de operare.

Tipul procesului global de separare: continuu sau discontinuu, modul de îndepărtare a limpedelui sau a nămolului: continuu; discontinuu, prin procedee mecanice sau hidraulice sunt criteriile ce pot influența modul de conducere a operației și de alegere a aparaturii.

Proprietățile fizice ale suspensiilor

Densitatea unei suspensii se poate calcula cu relația:

$$\frac{1}{\rho_{\text{susp}}} = \frac{1-x}{\rho_l} + \frac{x}{\rho_s}, \quad \text{sau} \quad \rho_{\text{susp}} = \frac{\rho_l \cdot (1+n) \cdot \rho_s}{\rho_l + n \cdot \rho_s},$$

în care: ρ_{susp} este densitatea amestecului, suspensiei, [Kg/m³];

ρ_l este densitatea lichidului, [Kg/m³];

ρ_s este densitatea solidului, [Kg/m³];

x este fracția masică a solidului din amestec, [% de masă];

n este masa fazei lichide din suspensie raportată la unitatea de masa a fazei solide, (lichid: solid=1/ n).

Viscozitatea suspensiilor diluate, sub 10 [% volumice] de solid se calculează cu formula:

$$\eta_{\text{susp}} = \eta_l \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi),$$

iar viscozitatea suspensiilor cu concentrația între 10 și 30 [% volumice] cu relația:

$$\eta_{\text{susp}} = \eta_l \cdot \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2},$$

în care: η_{susp} este viscozitatea amestecului, suspensiei, [Pa · s];

η_l este viscozitatea lichidului, [Pa · s];

φ este concentrația volumică a solidului din amestec, [% volumice].

Fenomenologia decantării

Sedimentarea suspensiilor **monodisperse** decurge după următoarea fenomenologie: datorită diametrului identic sau foarte apropiat deci a greutateii aproape identice, particulele sedimentează practic cu aceeași viteză, iar în stratul de lichid apar trei straturi distincte, Fig. 4.1.:

- un strat de lichid **limpede** la partea superioară, strat cu tendință de creștere continuă, strat separat net de partea de suspensie ce are aceeași concentrație cu a amestecului inițial;
- un strat de **suspensie** ce are aceeași concentrație cu a amestecului inițial, strat cu tendință de scădere în înălțime în timpul procesului de separare;
- un strat de **solid** la partea inferioară, strat cu tendință de creștere continuă în timp.

În timpul procesului de separare există o interfață relativ netedă de separare atât între limpede și suspensie cât și între solid și suspensie, stratul de suspensie micșorându-se continuu în favoarea celorlalte două. În finalul procesului vor exista doar straturile de sediment și de limpede. Limpede se poate decanta ușor, nămolul fiind compact, relativ greu redispersabil și conținând foarte puțin lichid între particulele solide.

Suspensiile **polidisperse** prezintă spectre granulometrice specifice și sedimentează într-un mod diferit, vitezele de sedimentare ale diverselor particule fiind dependente de mărimea, (greutatea) acestora. Particulele mari sedimentează mai repede și ajung primele la fundul vasului, antrenând sau deranjând căderea liberă a particulelor cu diametre mai mici. Celelalte particule solide au timpi de sedimentare din ce în ce mai mari, invers proporționali cu dimensiunea lor și se așează peste particulele deja depuse. Nămolul format este astfel structurat în raport cu dimensiunea particulelor, cele mari la baza stratului și celelalte în ordine descrescătoare, iar la interfața solid-lichid există o zonă de solid îngroșat, îmbibat cu o cantitate mare de lichid, astfel că nu există o delimitare clară între nămol și lichid. O delimitare netă poate apare doar după un timp foarte lung de sedimentare, de ordinul zilelor, atunci când lichidul este eliminat dintre particulele fine de solid prin compactarea naturală a acestora. Nămolul astfel structurat este foarte ușor redispersabil, separarea limpedelui trebuind efectuată fără a genera curenți în masa de lichid care pot reantrena solidul.

În masa lichidă se pot distinge de sus în jos, zone caracterizate prin aspectul lor diferit, aspect care provine de la procesele specifice derulate în acele porțiuni de suspensie, cum se arată în Fig. 4.1.

În partea superioară se găsește **zona de lichid „limpede”, (I)**, porțiune în care particulele solide sunt foarte mici, greu vizibile cu ochiul liber, ceea ce dă impresia de lichid clar și transparent;

Urmează o **zonă de sedimentare liberă, (II)**, porțiune cu o concentrație foarte redusă în solid, domeniu în care particulele sedimentează independent, fără să se stânjenească una pe cealaltă. Concentrația particulelor solide este mai mare în partea inferioară a acestei zone, dar limita față de zona anterioară și următoarea nu este întotdeauna netă și paralelă cu suprafața liberă a amestecului.

Odată cu creșterea concentrației solidului, apar interacțiuni între particule, sedimentarea acestora fiind influențată de aglomerarea acestora și de frecarea dintre agregate și lichid. Creșterea dimensiunilor particulelor duce la mărirea vitezei de sedimentare și la antrenarea particulelor mai mici sau a celor care se află pe traiectoria lor de coborâre. Această porțiune se numește **zona de sedimentare în masă, (III)**.

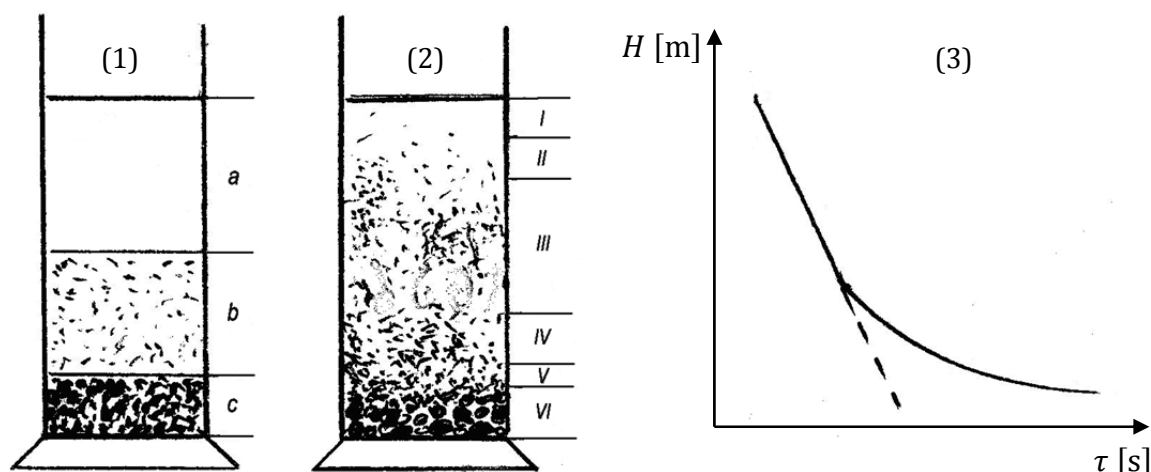


Fig. 4.1. Sedimentarea particulelor mono și polidisperse. Diagrama de sedimentare.

Mărimea ei depinde de concentrația și proprietățile solidului, dar și de concentrația și natura ionilor sau a substanțelor tensoactive din lichid. Zona de sedimentare în masă se recunoaște printr-o circulație vizibilă a aglomeratelor de particule atât în sens ascendent, cât și în sens descendent. Agregatele mari de particule se acumulează în partea inferioară a zonei de sedimentare în masă generând o creștere a concentrației solidului, fapt care generează interacțiuni și mai puternice între particule, adică alipirea lor și eliminarea lichidului dintre ele. Acest fenomen este mai greu de observat cu ochiul liber, fiind un proces mai lent. Aspectul acestei zone este de amestec omogen, în care nu există o deplasare aparent vizibilă a materialelor. Urmarea acestui fapt este formarea unui strat de suspensie îngroșată care tinde spre o separare mai avansată a solidului de lichid. Porțiunea aceasta de suspensie a primit denumirea de **zonă de tranziție, (IV)**, deoarece procesul de concentrare a particulelor solide început în zona de sedimentare în masă continuă aici pentru a se desăvârși în **zona de tasare, (de compactare), (V)**, a nămolului, porțiune în care lichidul este eliminat în proporție din ce în ce mai mare dintre particulele de nămol. Această zonă se caracterizează prin concentrația mare de solid, materialul având aspectul unui nămol fluid. Limita dintre zona de tasare și **zona de nămol, (VI)**, nu este bine stabilită, deoarece solidul devine din ce în ce mai sărac în lichid simultan cu creșterea adâncimii de referință.

Relația de calcul pentru sedimentarea unei particule sferice individuale care se deplasează singură într-un fluid infinit și imobil se obține prin compararea forței arhimedice, F_{ar} cu cea de frecare F_f , [12–15]. Dacă forțele sunt inegale particula se deplasează în sensul forței majore, la echilibru particula rămâne imobilă, adică:

$$F_{ar} = F_f. \quad (1)$$

Explicitând cele două mărimi în termeni matematici se obțin egalitățile:

$$F_{ar} = V_p \cdot \Delta\rho \cdot g, \quad F_f = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot A, \quad (2)$$

$$\frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot g = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot \frac{\pi \cdot d_p^2}{4}, \quad (3)$$

în care: V_p este volumul particulei, $[m^3]$;

A este aria, (suprafața), particulei perpendiculară pe direcția de deplasare, $[m^2]$;

$\Delta\rho$ este diferența dintre densitatea particulei, ρ_s și a fluidului, ρ_l , $[Kg/m^3]$;

g este accelerația gravitațională, $9,81 [m/s^2]$;

ζ este coeficientul de rezistență la înaintare, $[-]$;

w este viteza de deplasare a particulei, $[m/s]$.

Din relația (3) se poate explicita viteza particulei:

$$w = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot \Delta\rho}{3 \cdot \zeta \cdot \rho_l}}. \quad (4)$$

Coeficientul de frecare a particulei solide cu fluidul este o mărime similară celui de la contactul lichid, (fluid)-conduce, astfel că valoarea sa numerică depinde de geometria sistemului și de viteză, adică de regimul de curgere. Datele teoretice și practice au consfințit următoarele domenii de sedimentare și valori ale coeficientului de frecare:

- domeniul Stokes sau laminar pentru: $0 \leq Re \leq 2; \quad \zeta = 24/Re;$
- domeniul Allen sau intermediar: $2 \leq Re \leq 500; \zeta = 18,5/Re^{3/5}$
- domeniul Newton sau turbulent: $500 \leq Re \leq 150\,000; \zeta = 0,44.$

Reprezentarea grafică a acestor dependențe pentru unele particule este redată în Fig. 5.2. Prin transformări matematice și anume ridicarea la patrat a relației (4) se obține:

$$w^2 = \frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot \Delta\rho}{3 \cdot \zeta \cdot \rho_l}, \quad (5)$$

și mai departe, înlocuind expresia vitezei cu cea exprimată de cifra Reynolds:

$$Re = \frac{w \cdot d_p \cdot \rho_l}{\eta_l}, \quad (6)$$

rezultă relația dintre viteza de sedimentare și diametrul particulelor:

$$Re^2 = \left(\frac{w \cdot d_p \cdot \rho_l}{\eta_l} \right)^2 = \frac{4 \cdot d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{3 \cdot \zeta \cdot \eta_l^2} = \frac{4}{3} \cdot \frac{1}{\zeta} \cdot Ar, \quad (7)$$

în care raportul $Ar = \frac{d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{\eta_l^2}$ este criteriul Arhimede.

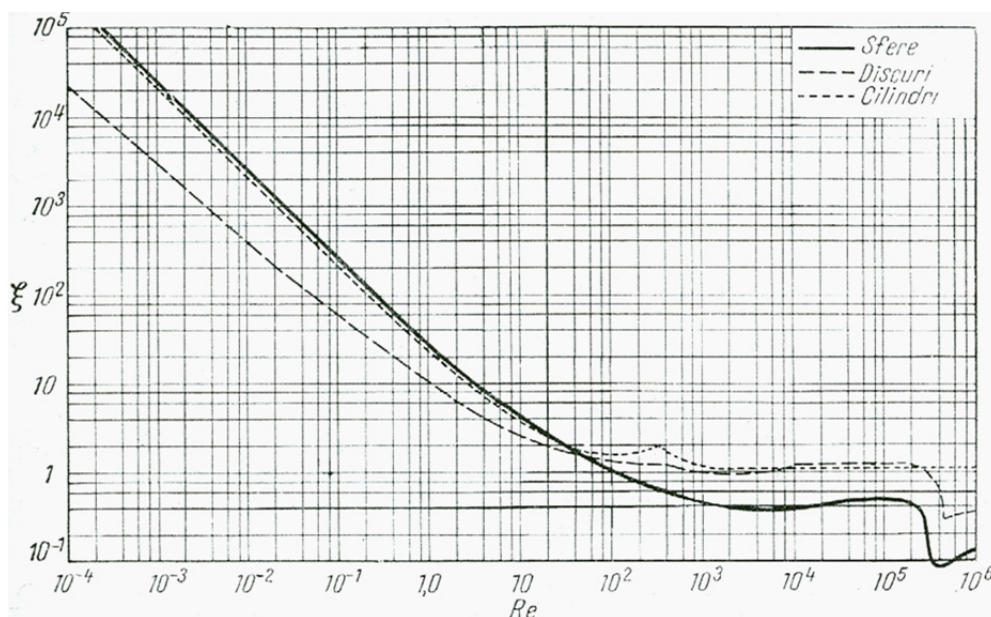


Fig. 4.2. Variația coeficientului de frecare ale particulelor la sedimentare [1-3].

În aceste condiții se pot găsi expresiile care descriu relația dintre viteza de sedimentare, diametrul particulelor și caracteristicile sistemului, înlocuind valorile coeficientului de frecare în relațiile corespunzătoare:

– pentru domeniul Stokes sau laminar: $Re = Ar/18$; (8)

– pentru domeniul Allen sau intermediar: $Re^{7/5} = 0,072 \cdot Ar$; (9)

– pentru domeniul Newton sau turbulent: $Re^2 = 3,03 \cdot Ar$. (10)

Ținând seama că particulele pot avea și alte forme decât cea sferică, adică se modifică mișcarea particulei individuale în fluid și totodată coeficientul de frecare dintre ea și mediul înconjurător, s-au construit diagrame specifice, vezi Fig. 4.3., mai comode și uneori mai utile de folosit pentru calculele tehnice. Tot pentru comoditatea de calcul și interpretare a mărimilor ce influențează sedimentarea s-a introdus criteriul Liascenko, Li , definit prin relațiile:

$$Li = \frac{Re^3}{Ar}, \quad Li = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_l \cdot \Delta \rho \cdot g}. \quad (11)$$

Acest criteriu de similitudine face legătura directă între viteza de sedimentare și diametrul particulei indiferent de regimul de sedimentare sau forma particulei.

Pentru particulele fine, cu diametru mic, se poate considera că sedimentarea acestora este în regim laminar, Stokes, cu verificarea ulterioară a regimului de curgere. În acest caz, se poate utiliza relația Stokes, identică cu cea prezentată mai sus, dar dedusă din alte considerente.

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}, \text{ valabilă pentru } 0 < Re \leq 2; \quad Re = \frac{w_{sed} \cdot d_p \cdot \rho_e}{\eta_e}, \quad (12),$$

în care: d_p este diametrul particulelor, [m]; ρ_p este densitatea particulelor, [Kg/m³];

ρ_l este densitatea lichidului, [Kg/m³]; η_l este viscozitatea a lichidului, [Pa s];

g este accelerația gravitațională, [m/s²].

Viteza de sedimentare este importantă pentru calculul decantoarelor, acest calcul are drept obiect fie stabilirea diametrului particulelor care scapă din decantor, fie calculul suprafeței decantorului. Problematika este simplă, deoarece se cunoaște debitul de apă care trebuie epurată:

$$Q_V = \frac{A \cdot H}{\tau} = \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right], \text{ sau } \tau_{sed.} = \frac{H}{w_{sed.}}, \quad Q_V = \frac{A \cdot H}{\frac{H}{w_{sed.}}} = A \cdot w_{sed.}, \quad (13)$$

unde: Q_V este debitul de suspensie, $[\text{m}^3/\text{s}]$;
 A este suprafața de decantare, $[\text{m}^2]$;

H este înălțimea stratului de limpede, $[\text{m}]$;
 τ este timpul de sedimentare, $[\text{s}]$.

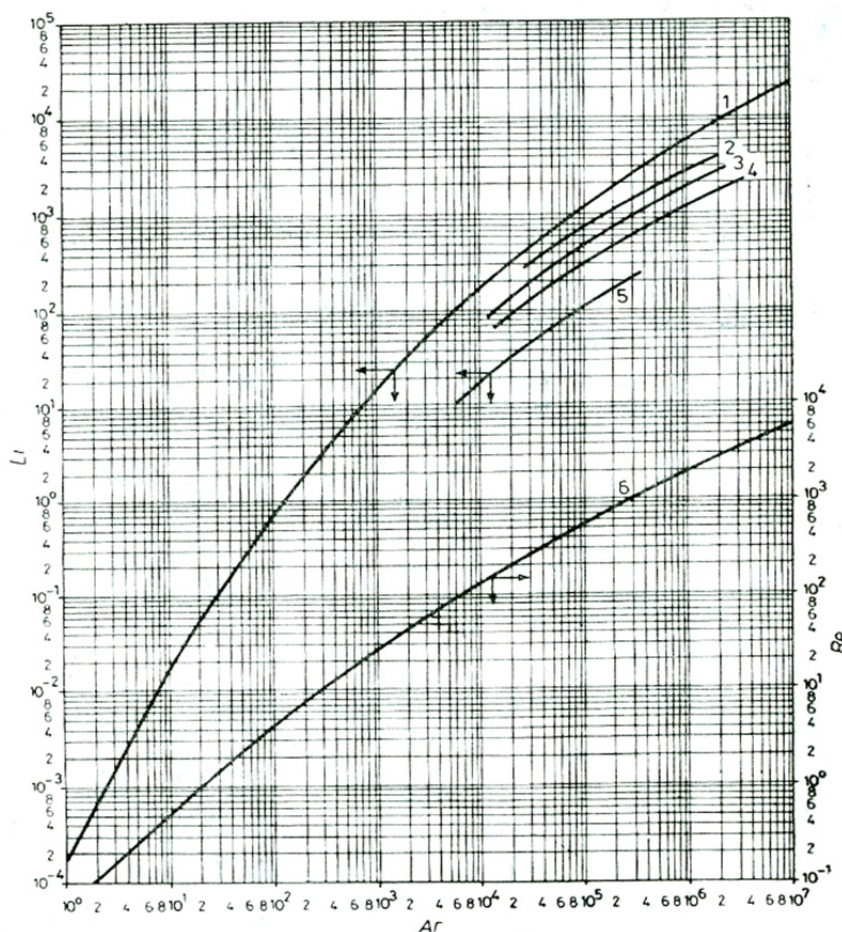


Fig. 4.3. Diagrama de sedimentare a particulelor solide, [5]

Se remarcă faptul că debitul de limpede nu depinde de înălțimea stratului de lichid, ci doar de suprafața aparatului și viteza de sedimentare a particulei. Așadar decantoarele trebuie să aibă suprafață mare și pe cât posibil să se influențeze viteza de sedimentare în vederea creșterii acesteia. Din acest motiv decantoarele sunt mai eficiente vara, când viscozitatea lichidului este mai redusă decât iarna, coagularea particulelor favorizând eficiența prin creșterea diametrului particulelor care vor sedimenta mai ușor. Pentru calculele de predimensionare și orientative ale decantoarelor sau camerelor de desprăfuire se poate utiliza relația de calcul: $A = Q_V / w'_{sed}$; unde Q_V este debitul volumic de suspensie care trece paralel cu suprafața de depunere, $[\text{m}^3/\text{s}]$, iar w'_{sed} este viteza de calcul a particulei care sedimentează, $[\text{m}/\text{s}]$. Această viteză este cea determinată experimental pentru condițiile practice de sedimentare din aparatul respectiv. Pentru calcule orientative, ținând seama de condițiile reale de sedimentare față de cele teoretice: forma și proprietățile fizico-chimice reale ale particulelor, formarea flocoanelor, sedimentarea frânată și colectivă, deplasarea fluidului și apariția curenților convectivi, tasarea materialului și lipsa unei linii nete de demarcație între zonele de sedimentare, se recomandă utilizarea valorii vitezei de sedimentare înjumătățite față de cea teoretică:

$$w_{sed} = 0,5 \cdot w'_{sed}, \quad (14)$$

În cazul decantoarelor cu funcționare continuă, din bilanțul de materiale al aparatului se deduc relațiile:

$$A = \frac{G_i \left(1 - \frac{c_i}{c_f}\right)}{\rho \cdot w'_{sed}}, \text{ respectiv } A = \frac{V_0 \cdot (x_f - x_i)}{w'_{sed} \cdot x_i}, \quad (15)$$

unde: G_i este debitul masic de suspensie inițială, [kg/s];

c_i, c_f sunt concentrațiile inițiale și finale a suspensiei respectiv a nămolului, [kg/kg];

ρ este densitatea fluidului curat, [Kg/m³];

V_0 este debitul volumic al fazei fluide din suspensia inițială, [m³/s];

x_i, x_f sunt concentrațiile masice ale suspensiei inițiale, respectiv a nămolului, [kg/kg].

Pentru îmbunătățirea proceselor de sedimentare, adică pentru formarea unui precipitat cu diametru mare și compact, (densitate mare), altfel spus pentru creșterea vitezei de sedimentare, în practică se utilizează aditivi numiți **coagulanți** și **floculanți**.

Coagulanții sunt materiale ionice puternic disociate care prin adsorbție la interfața solid-lichid modifică încărcarea electrostatică a suprafețelor particulelor solide din suspensie. Prin atracția particulelor cu încărcare de semn opus apar particule mai mari și compacte, relativ greu de redispersat prin agitare. Se utilizează curent: $AlCl_3$, $Al_2(SO_4)_3$, $Ca(OH)_2$ pentru apele supuse procesului de potabilizare și $FeCl_3$, $Fe_2(SO_4)_3$, $Ca(OH)_2$ pentru tratarea apelor reziduale.

Floculanții sunt materiale cu masă moleculară ridicată care prin adsorbție fizică adună particulele foarte mici într-un ghem, (flocon). Aceste flocoane pot crește și se pot compacta colectând particulele foarte fine de aceeași natură. Ele sunt ușor de spart, (redispersat) prin agitare intensă. Se utilizează polimeri solubili în apă din clasa poliacrilamidelor, alcoolului polivinilic, poliaminelor, clorurilor de dialil-dimetil-amoniu, polivinil pirolidonelor.

Concentrațiile finale de aditivi în materialul tratat sunt relativ mici, 0,00001–0,001 %, dar având în vedere cantitatea mare de apă tratată, costurile pot fi ridicate.

Tipuri de decantoare utilizate în tehnica de depoluare

Drept **decantoare discontinue**, Fig. 4.4, pot fi utilizate orice tip de recipient de stocare a suspensiei. Limpedele se poate evacua periodic, printr-un sistem tip „sifon”, pentru a permite adausul unei cantități noi de suspensie. Sedimentul se îndepărtează periodic, după acumularea unei cantități care să justifice operația. Avantajele acestora sunt prețul redus, adaptabilitatea la necesitățile de lucru, comoditatea de operare, eficiența este dependentă doar de timpul de staționare, nu necesită personal sau aparatură de supraveghere și control al procesului.

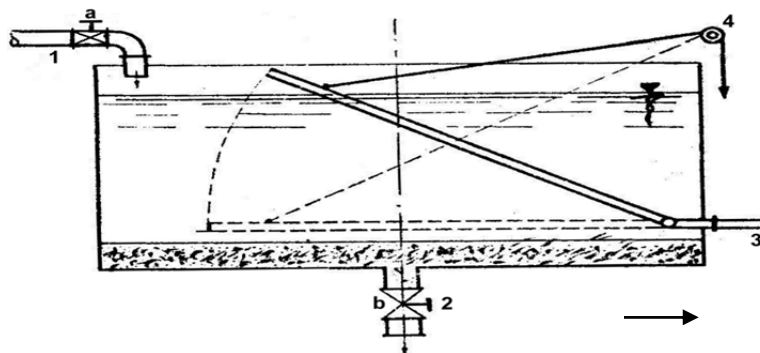


Fig. 4.4. Decantor discontinuu, [2]

1 – intrare suspensie; 2 – evacuare nămol; 3 – evacuare limpede; 4 – scripete pentru sifonul basculant
a – robinet, b – robinet vană

Dezavantajele lor sunt capacități limitate de lucru, nămolul trebuie îndepărtat manual, sunt de preferate pentru cantități mici de suspensii, cu conținut foarte mic în solide, sau pentru procese discontinue. Se poate adapta recipientul pentru o funcționare mai comodă prin introducerea unui sifon mobil.

Decantorul rectangular, (longitudinal), continuu, Fig. 4.5., are în componență o serie de spații construite special pentru creșterea eficienței separării. Astfel, există un spațiu de de intrare a suspensiei, 2, având rolul de distribui lichidul cât mai uniform pe lățimea bazinului și de a micșora turbulența masei de lichid. De asemenea, aici sedimentează particulele foarte mari sau mult mai grele și sunt reținute corpurile plutitoare. Alimentarea prin deversor înneat, 3, ușurează separarea peliculelor de ulei și dirijează fluxul de suspensie înspre partea activă a decantorului. Camera de sedimentare are fundul înclinat, astfel că particulele care sunt transportate atât de-a lungul aparaturii de către curentul de lichid cât și înspre fundul dispozitivului sub influența forței gravitaționale și au o traiectorie parabolică de la intrare spre partea de evacuare să poată fi dirijate comod spre partea de evacuare a nămolului. Particulele se distribuie după mărime, cele mari căzând mai aproape de gura de intrare, iar cele mici înspre gura de ieșire. Structurarea nămolului ajută la evacuarea sa fără redispersare importantă. Nămolul acumulat este îndepărtat periodic de către un dispozitiv raclor, 7, care răzuiește fundul bazinului și care se deplasează pe niște șine laterale. Nămolul acumulat la fundul bazinului, 6, este evacuat fie cu o pompă prin aspirație, fie este evacuat gravitațional prin antrenarea de către masa de lichid prin deschiderea robinetului de fund. Între camera de sedimentare și cea de evacuare se plasează un dispozitiv separator, 4. Camera de ieșire a limpedelui, 5, are rolul de a colecta, dirija și transporta lichidul înspre avalul instalației.

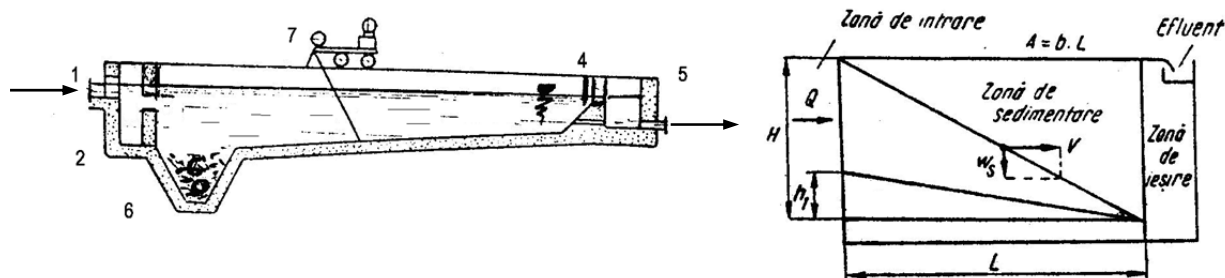


Fig. 4.5. Decantor longitudinal și schema de calcul [7]

Q – debitul volumic, $[m^3/s]$, H – înălțimea totală a lichidului, $[m]$, h_1 – înălțimea de lucru, $[m]$,
 L – lungimea, $[m]$, b – lățimea, $[m]$, v – viteza de trecere, $[m/s]$, w_s – viteza se sedimentare, $[m/s]$.

Aparatul fiind cu funcționare continuă pentru lichid, are eficiență ridicată și poate fi proiectat atât pentru capacități mici cât și pentru capacități medii. Timpul relativ lung de staționare conduce la o separare bună a solidului. Forma înclinată a fundului permite structurarea nămolului după dimensiunile particulelor, adică nămolul se manevrează ușor. Dezavantajele construcției sunt: acțiunea periodică și costisitoare a sistemului de raclare, suprafețe de teren relativ mari necesare pentru capacități de producție mari și foarte mari.

Decantorul circular conic sau Dorr Oliver, Fig. 5.6., elimină o serie de dezavantaje ale aparatelor de sedimentare anterioare, păstrând avantajele principale și majore: eficiență bună la capacități mari și foarte mari de operare, eficiență constantă la variații de debit importante, o bună utilizare a terenului, îndepărtare continuă a nămolului. Suspensia este alimentată prin căminul 3, care are legătură cu pilonul central 1, apoi este dispersată circular, pe lungimea razei decantorului, astfel încât viteza de curgere a apei este mai mare în centru și mai redusă la margine. Distribuirea vitezelor în decantor conduce la structurarea nămolului. Îndepărtarea acestuia se face cu racloare fixate pe un pod, 4, care se rotește sprijinit pe pilonul central și pe o șină periferică, podul fiind utilizat și drept cale de acces la pilon, unde sunt plasate sistemele de alimentare cu suspensie, de evacuare a nămolului și sistemele auxiliare de operare. Prin mișcarea de rotație lentă a brațului și a racloarelor, nămolul este îndepărtat continuu înspre gura de evacuare, 5, fără a se crea turbulență suplimentară în masa de amestec. Limpede este colectat de un jgheab circular, 2 și apoi este evacuat lateral, 6.

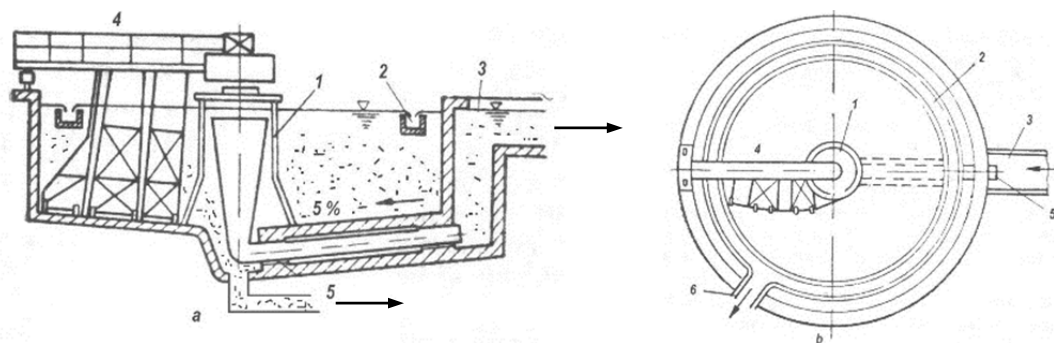


Fig. 4.6. Decantor circular [7]: a) secțiune axială, b) vedere de sus

Păstrând ideile constructive care avantajează sedimentarea, s-au conceput structuri bazate pe principiile de intensificare a proceselor de transfer și transport. Schemele și principiile de funcționare a acestora sunt prezentate în Fig. 4.7. – Fig. 4.10. Se remarcă utilizarea măririi timpului de staționare a materialului în aparat, circulația în contracurent, compactarea construcției și divizarea spațiului de sedimentare pentru reducerea înălțimii active.

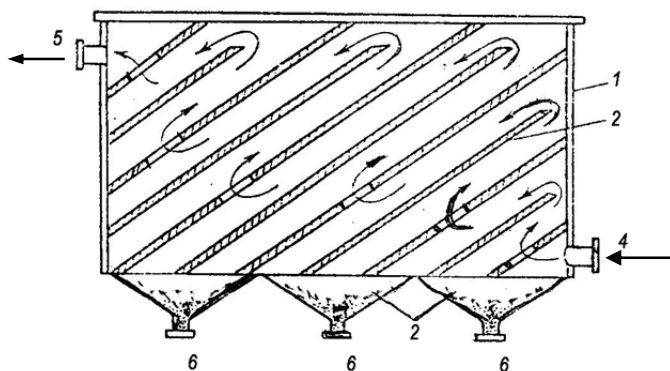


Fig. 4.7. Decantor cu plăci înclinate [2]

1 – corp, 2 – placă înclinată perforată,
3 – tremie de colectare, 4 – suspensie,
5 – limpede, 6 – nămol

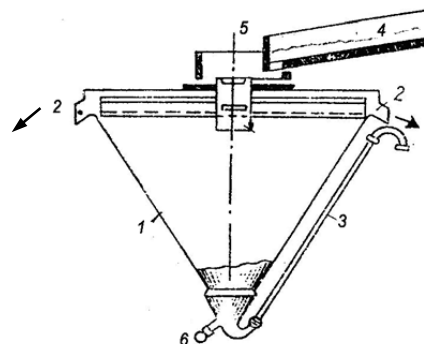


Fig. 4.8. Decantor conic discontinuu [7]

1 – corp, 2 – limpede, 3 – sifon mobil,
4 – suspensie, 5 – distribuitor,
6 – apă de spălare

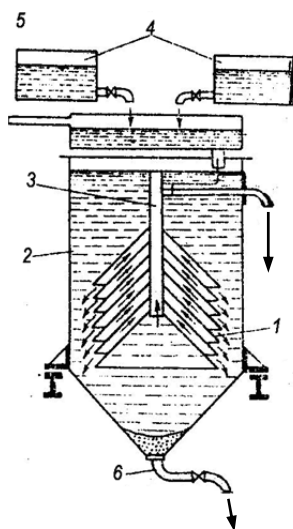


Fig. 4.9. Decantor cu conuri suprapuse [2, 8]

1 – conuri perforate, 2 – corp,
3 – conductă colectoare limpede,
4 – vase cu reactivi, 5 – evacuare nămol

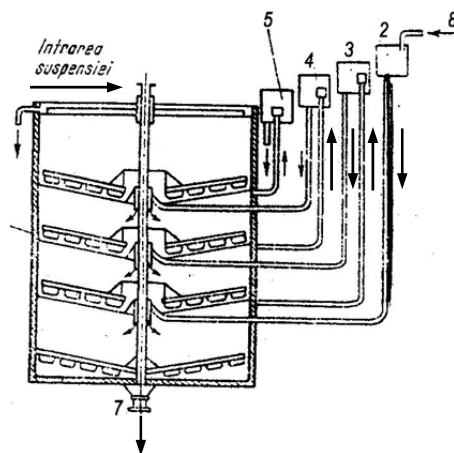


Fig. 4.10. Decantoare circulare suprapuse [2, 8]

1 – corp, 2, 3, 4, 5 – vase de stocare,
6 – ieșire limpede, 7 – evacuare șlam,
8 – apă de spălare

În ideea creșterii eficacității aparatelor, s-au imaginat și construit dispozitive care suprapun și înglobează mai multe fenomene fizico-chimice în cadrul unui singur aparat. Astfel, în cadrul decantoarelor s-au plasat spații destinate floculării, coagulării sau aglomerării suspensiilor, procese care ușurează decantarea amestecurilor. În aceste spații suspensia brută se tratează cu agenți chimici pentru grăbirea floculării, aglomerării sau coagulării, apoi suspensia pretrată intră în spațiul de decantare.

În Fig. 4.11. este prezentată schema unui decantor conic prevăzut cu spațiu de floculare, (3), aranjat între gura de intrare a suspensiei, (1) și spațiul conic de decantare.

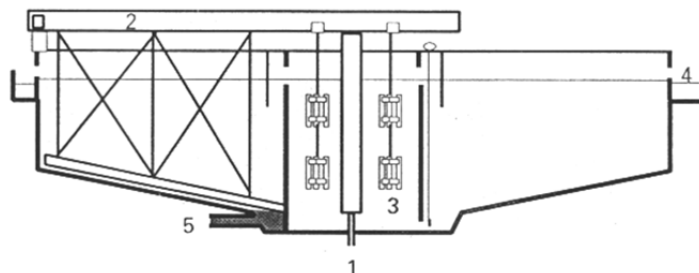


Fig. 4.11. Decantor circular cu cameră de floculare

- 1 – intrarea apei brute; 2 – pod raclor pentru sediment; 3 – cameră de floculare;
4 – jgheab circular de colectare a limpedelui; 5 – evacuarea nămolului

În Fig. 4.12. este prezentată schema unui decantor longitudinal prevăzut cu spațiu de floculare, (2), aranjat între gura de intrare a suspensiei, (1) și spațiul de decantare, (5).

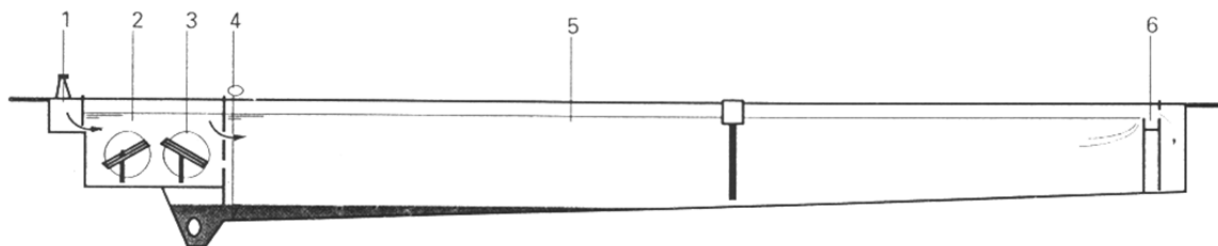


Fig. 4.12. Decantor longitudinal cu cameră de floculare

- 1 – intrarea apei brute; 2 – cameră de floculare; 3 – omogenizator;
4 – evacuarea nămolului; 5 – spațiu de decantare; 6 – jgheab de colectare a limpedelui

Compactarea utilajelor poate crește prin mărirea intensității operațiilor derulate în acestea. Un exemplu îl constituie înlănțuirea operațiilor de coagulare, amestecare, neutralizare, omogenizare, coagulare, barbotarea aerului, flotația apoi spumarea și decantarea solidelor grele. În Fig. 4.13. este prezentată schița unei asemenea instalații.

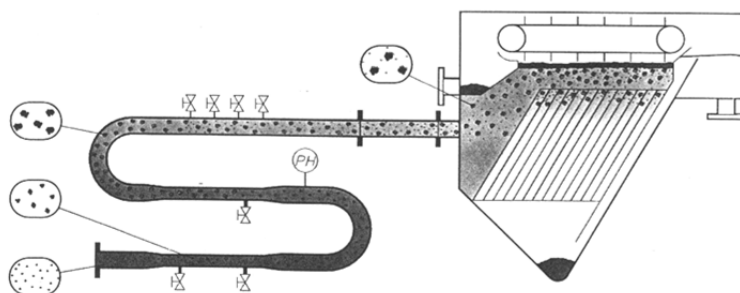


Fig. 4.13. Instalația de tratare complexă a suspensiilor

- 1 – intrarea apei brute; 2 – adaus de coagulant; 3 – zonă de amestecare; 4 – adaus de agenți de neutralizare;
5 – verificarea pH-ului; 6 – zonă de omogenizare și coagulare; 6 – distribuitor de aer; 7 – zonă de spumare;
8 – decantor cu plăci înclinate; 9 – dispozitiv de colectare a spumei; 10 – jgheab de colectare a spumei;
11 – jgheab de colectare a limpedelui; 12 – evacuarea nămolului

De asemenea se pot prezenta aparate ce combină procesele primare discutate ca sisteme singulare anterior cu altele, care în final să confere fluxului de efluent o calitate superioară.

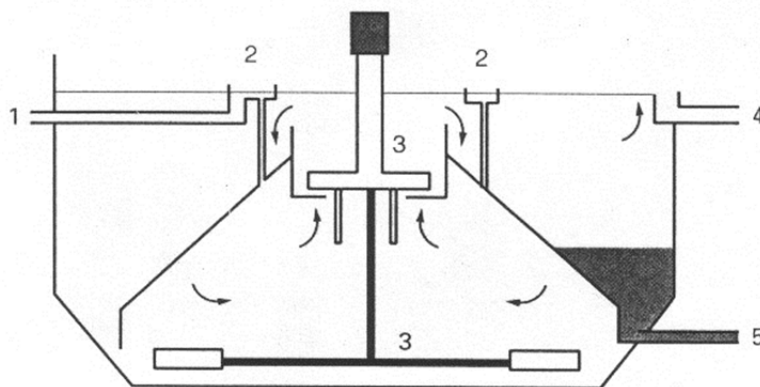


Fig. 4.14. Decantor cu sistem de recirculare a nămolului
1 – intrare apă brută; 2 – canal de distribuție; 3 – amestecător pentru recircularea nămolului;
4 – ieșire apă limpede; 5 – ieșire nămol

5. Epurarea gazelor și a aerului de particule solide

Datorită multitudinii de amestecuri solid-fluid, reprezentate prin caracteristicile fizico-chimice specifice, există o diversitate de amestecuri solid-fluid, care sunt de obicei definite empiric, ale căror denumire, separare și importanță pot fi în general prezentate după diagrama din Fig. 5.1.

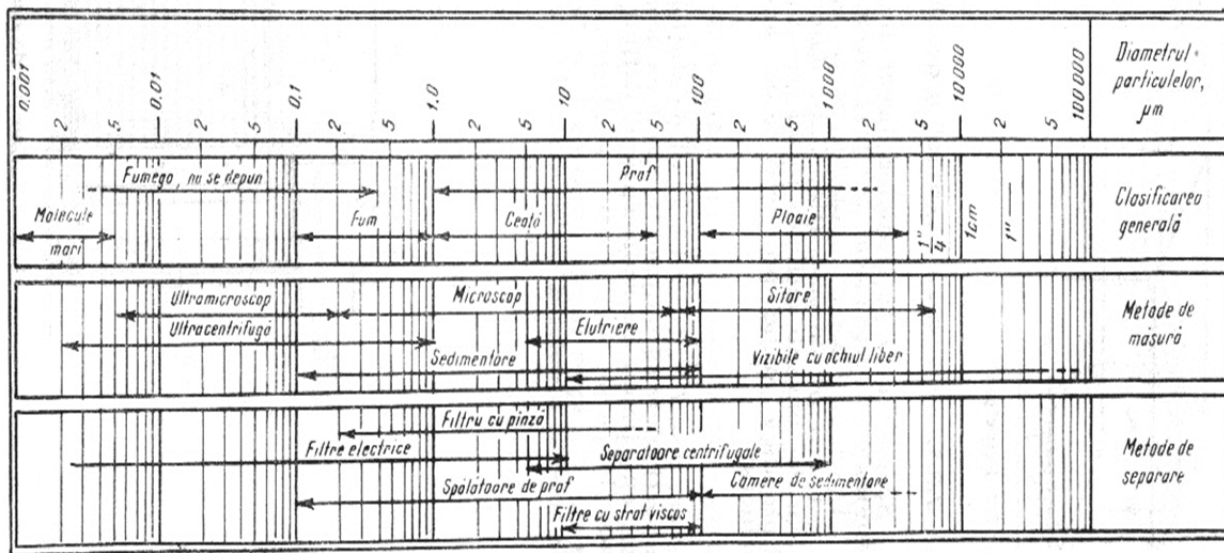


Fig. 5.1. Clasificarea sistemelor heterogene [8]

Din acest motiv s-au dezvoltat o varietate de dispozitive de epurare ce pot funcționa pentru diverse tipuri de materiale, la temperaturi, condiții și eficiențe de separare diferite. Pentru corelarea valorilor de operare se pot utiliza diferite diagrame, acestea fiind ridicate după datele experimentale colectate de-a lungul timpului de pe instalații industriale sau la scară pilot. Diagrama Sylvan, Fig. 5.2., corelează concentrația finală a suspensiei cu dimensiunile particulelor, indicând totodată și aparatele recomandate pentru realizarea separării. Relația costuri-eficiența de separare indicată în Fig. 5.3. poate ajuta la optimizarea alegerii aparaturii, mai ales în cazurile în care sunt posibil a fi utilizate mai multe tipuri de aparate, pentru a atinge aceleași performanțe: concentrație finală sau diametru al particulei.

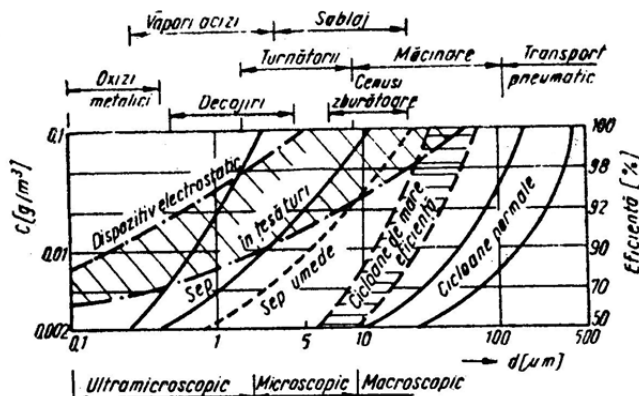


Fig. 5.2. Diagrama Sylvan [7]

- precipitatoare electrostatice;
- filtre uscate cu țesături;
- filtre umede

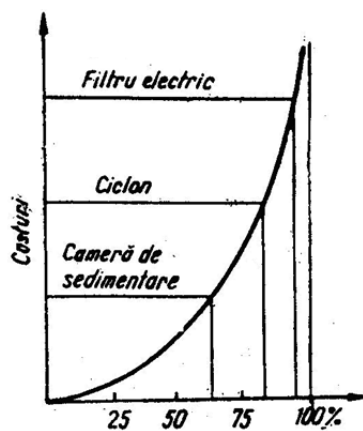


Fig. 5.3. Relația costuri-eficiență [7]

Se mai pot utiliza în scop de orientare diagrama impact-difuzie, (diagrama Boucher, Fig. 5.4.) sau tabelul ce orientează modalitățile de separare a amestecurilor gaz-solid.

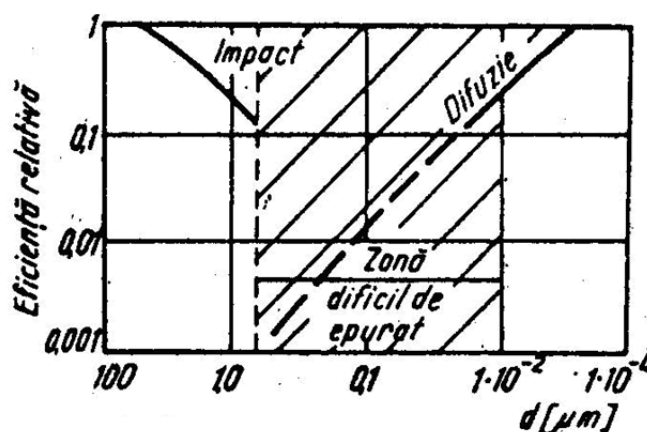


Fig. 5.4. Diagrama Boucher [7]

Tab. 5.1. Modalități orientative de alegere a separatoarelor gaz-solid, [7, 32]

Tip separator	Diametrul min al particulei [μm]
gravitațional	200
inercial	50–150
ciclon mare	40–60
ciclon mic	20–30
ciclon f mic	10–15
filtru uscat	0,5
electrostatic	0,01–1

Separatoarele cu impact utilizează energia cinetică a particulei transportată de gaz. Prin introducerea în curentul de gaz a unor obstacole, particulele solide se ciocnesc de acestea și prin pierderea energiei cinetice își schimbă direcția față de cea a curentului de gaz, depunându-se la baza aparatului. Construcția acestora este foarte simplă, nu au piese în mișcare, au posibilitatea de a opera la temperaturi ridicate, pierderea de presiune este foarte redusă, însă eficiența de separare depinde mult de viteza de curgere a amestecului și de geometria aparatului. Ca dezavantaje apar: zgomot și eroziune în timpul funcționării și o desprăfuire incompletă ce solicită ca gazul să suporte o treaptă ulterioară de separare. De aceea aceste aparate se utilizează ca treaptă preliminară de epurare, mai ales pentru materialele ce operează la temperaturi înalte sau sunt fluxuri de materiale reactive sau corozive. Principiul lor de funcționare este prezentat în Fig. 5.5.

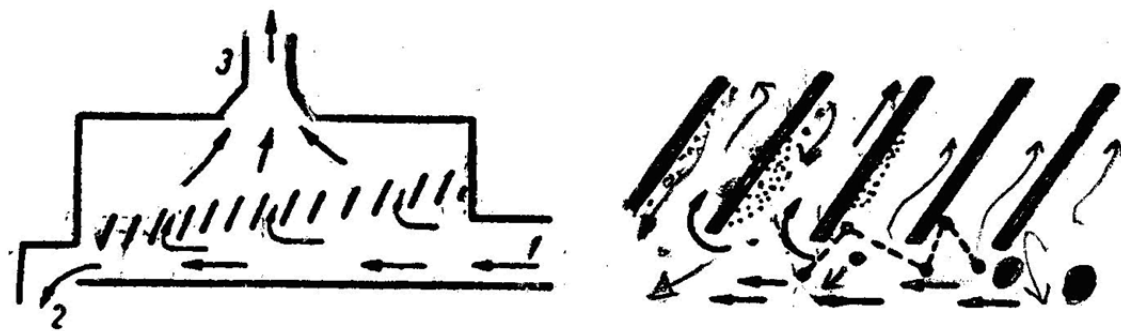


Fig. 5.5. Principiul de funcționare al separatoarelor cu impact, [7]

1 – intrare amestec; 2 – evacuare solid; 3 – ieșire gaze preepurate

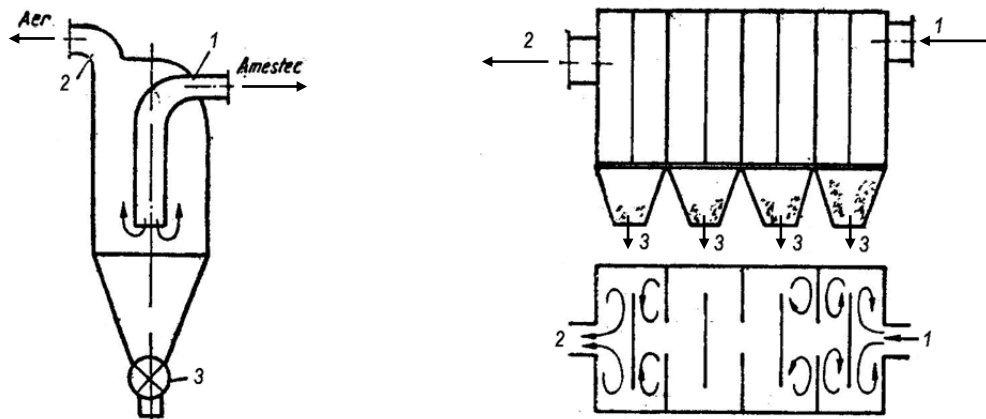


Fig. 5.6. Separatoare cu impact mecanic pentru particule mari și friabile, [7]
1 – intrare amestec; 2 – ieșire fluid; 3 – evacuare solid

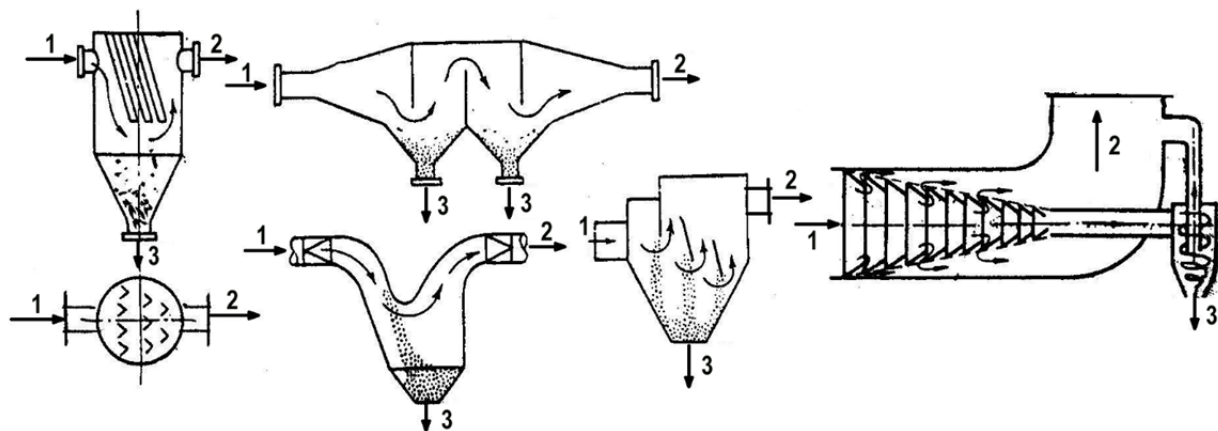


Fig. 5.7. Tipuri de separatoare cu impact mecanic, [2, 7]

Camera de desprăfuire, Fig. 5.8., funcționează după principiul decantoarelor, diferența fiind mediul gazos în care sedimentează solidul. Ea este o incintă ce are lungime mare și secțiune transversală mare, în care particulele solide se depun pe polițe plasate la distanțe relativ mici între ele. Gazul cu praf intră în spațiul de distribuție 3, care are rolul de a micșora turbulența și de a distribui gazul cât mai uniform pe toată secțiunea transversală cât posibil fără a genera curenți preferențiali, apoi trece cu viteză redusă de-a lungul polițelor, unde sub acțiunea gravitației particulele solide se depun, apoi este evacuat prin camera de colectare 5.

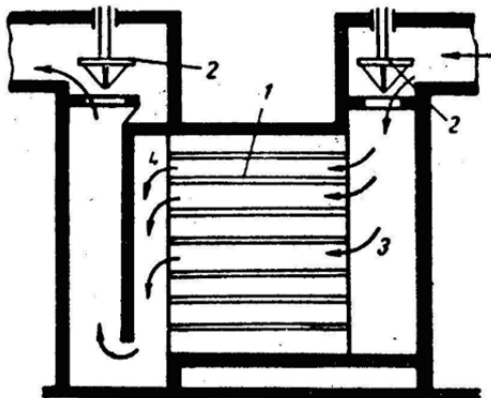


Fig. 5.8. Schema unei camere de desprăfuire, [2]
1 – poliță; 2 – clapete de comandă;
3 – spațiu de intrare; 4 – spațiu de colectare

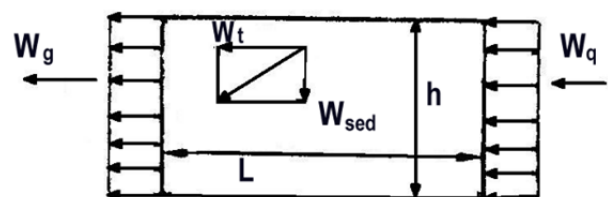


Fig. 5.9. Principiul de operare
 h – distanța dintre polițe; L – lungimea poliței,
 w , w_t , w_{sed} – viteza reală, de trecere, de sedimentare

Sub acțiunea curentului de gaz și a accelerației gravitaționale, particulele au o traiectorie oblică, depunându-se pe polițe. Din **condiția de operare**: $\tau_{sedimentare} \leq \tau_{trecere}$ se poate determina fie dimensiunea maximă a particulei care scapă din aparat, fie lungimea camerei pentru reținerea particulelor cu dimensiune impusă. Dispozitivele sunt relativ simple, se pot confecționa din orice tip de material, pot funcționa la temperaturi înalte, sunt fiabile, sigure în operare, prezintă o eficiență ridicată, nu necesită supraveghere specială și pot fi operate comod și simplu chiar de către persoane mai puțin calificate. Pentru o eficiență bună este nevoie de lungimi și secțiuni mari, deci sunt voluminoase, praful trebuie evacuat periodic, evacuarea continuă sau mecanizată a prafului fiind greoaie și costisitoare. O variantă pentru evacuarea periodică a prafului este prezentată în Fig. 5.10. Se remarcă faptul că polițele sunt basculante, articulate pe un perete central, poziția lor fiind stabilită de un sistem de contragreutăți. Prin ridicarea greutăților, polițele basculează iar praful depus pe acestea este descărcat și dirijat datorită formei părții inferioare a camerei înspre gura de evacuare. La coborârea greutăților polițele își reiau poziția de lucru.

Cicloul sau **hidrocicloul** utilizează forța centrifugă generată de curgerea curentului de fluid. Principiul lor de funcționare este formarea de către curentul de fluid în mișcare a unei circulații rotatorii a amestecului, apoi datorită accelerației centrifuge astfel create, particulele cu masa mai mare sunt proiectate la periferia sistemului, accelerația centrifugă colectându-le la peretele aparatului, de acolo acestea fiind atrase de către forța gravitațională, care le scoate din raza de acțiune a turbulenței artificiale astfel create. Eficiența unui ciclon este cu atât mai bună cu cât raza de rotație este mai mică și viteza de intrare a fluidului mai mare, adică parametri care asigură o accelerație centrifugă ridicată. Avantajele acestora sunt evidente: nu au piese în mișcare, sunt simplu de confecționat, operează pe baza energiei cinetice a fluidului vehiculat, au o eficiență de separare bună, pot funcționa la orice temperatură, nu au nevoie de întreținere deosebită. Se prezintă în Fig. 5.11. principalele aspecte și detalii constructive de care depinde eficiența cicloului și o posibilitate de mărire a eficienței acestora prin gruparea cicloanelor într-o baterie.

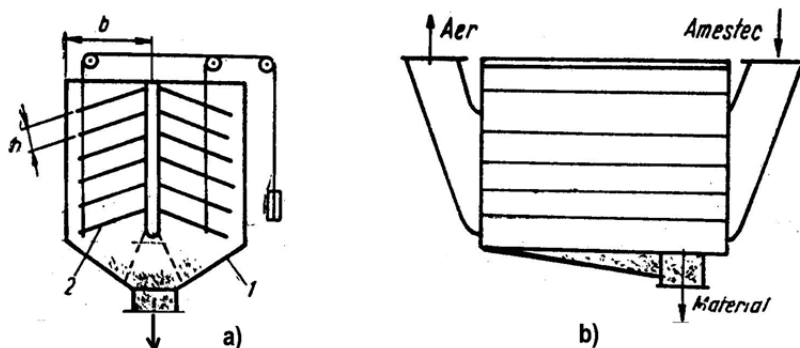


Fig. 5.10. Cameră de desprăfuire cu polițe basculante, [7]

1 – corp; 2 – polițe basculante

Filtru cu saci, Fig. 5.12., este un aparat care funcționează pe principiul reținerii particulelor solide de către o suprafață poroasă. Aceasta este dispusă sub forma unor tuburi, (saci), confecționați din material poros: țesătură sau pânză, din fibre rezistente la temperatura și caracteristicile amestecului de separat. Sacii sunt plasați pe un cadru de susținere, 4, care poate fi scuturat de către un dispozitiv mecanic, 5. Particulele de praf sunt reținute în interiorul sacului, gazul trecând prin porii filtrului fiind apoi evacuat. Pentru menținerea proprietăților filtrante ale materialului poros, sacul se curăță prin scuturare din timp în timp. Eficiența filtrelor cu saci este foarte bună și constantă sau crescătoare pe parcursul utilizării. Se pot reține particule solide cu diametre foarte mici.

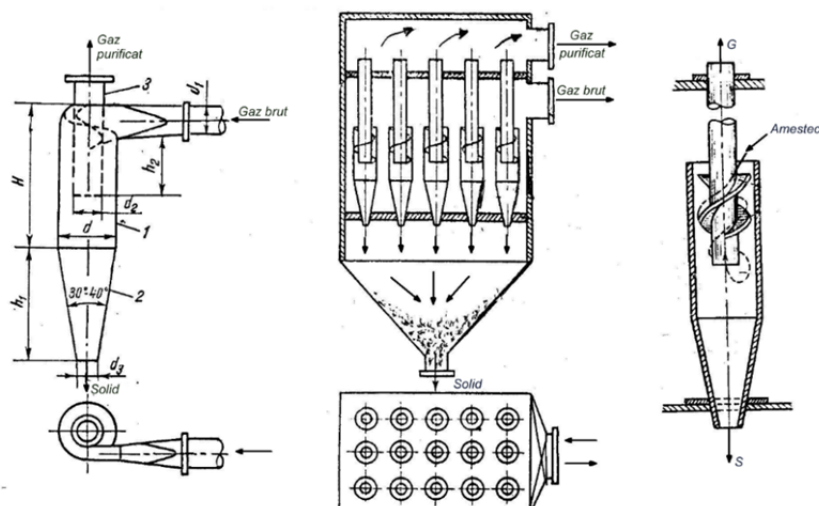


Fig. 5.11. Elementele geometrice principale ale ciclonului. Gruparea cicloanelor în baterie, [2]

1 – corp cilindric; 2 – corp conic; 3 – evacuare gaz purificat

Calculul filtrelor cu saci pentru gaze se reduce la determinarea suprafeței totale filtrante, ($S=A$ în $[m^2]$), după formula:

$$S = A = \frac{V}{V_{sp}},$$

în care: V este debitul volumic al gazului de purificat, $[m^3/s]$;

V_{sp} este debitul volumic specific al gazelor de purificat raportat la 1 $[m^2]$ de suprafață specifică a sacului, $[m^3/m^2 \cdot s]$

Valoarea V_{sp} $[m^3/m^2 \cdot s]$, în practică are valori cuprinse între:

- 0,00333 $[m^3/m^2 \cdot s]$ și 0,0166 $[m^3/m^2 \cdot s]$, pentru cazurile uzuale;
- 0,00416 $[m^3/m^2 \cdot s]$ pentru gaze cu particule grosiere, neaglutinante.

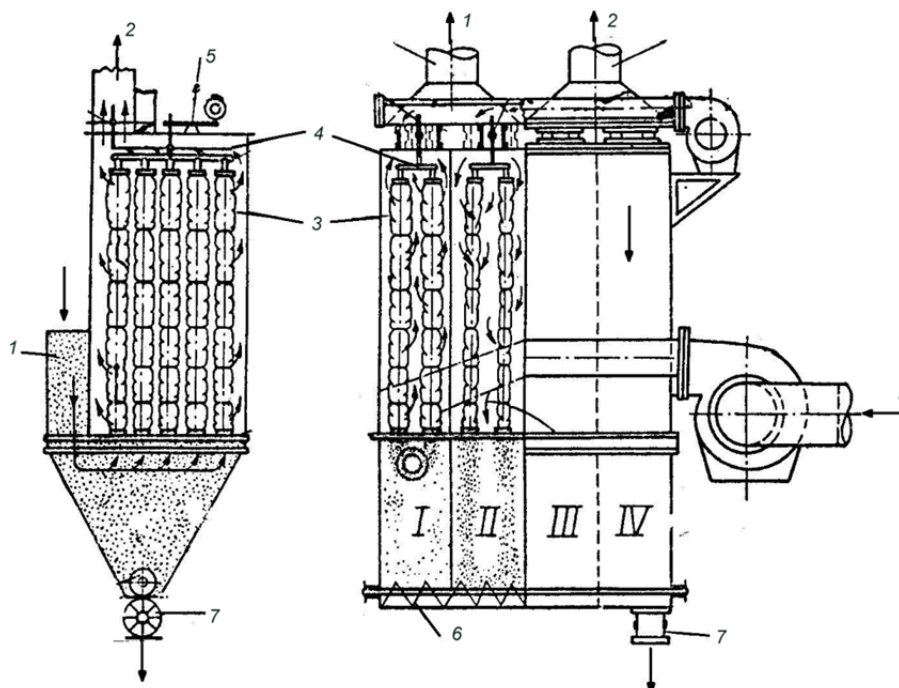


Fig. 5.12. Filtru cu saci, [2]

1 – intrare amestec; 2 – ieșire gaz; 3 – saci filtranți; 4 – cadru de susținere;
5 – dispozitiv de scuturare; 6 – transportor de praf; 7 – evacuare praf

Dezavantajul este investiția relativ costisitoare, o cădere mai mare de presiune în aparat și faptul că o cantitate foarte mare de praf în gaz sau umiditatea excesivă poate bloca porii materialul filtrant. Trebuie precizat că fenomenologia de separare este similară filtrării, partea de sedimentare se rezumă la căderea particulelor solide de pe suprafața filtrantă în perioada de scuturare a sacilor filtranți. După o perioadă de funcționare, materialul filtrant trebuie înlocuit din cauza colmatării porilor sau a uzurii mecanice a suprafeței filtrante.

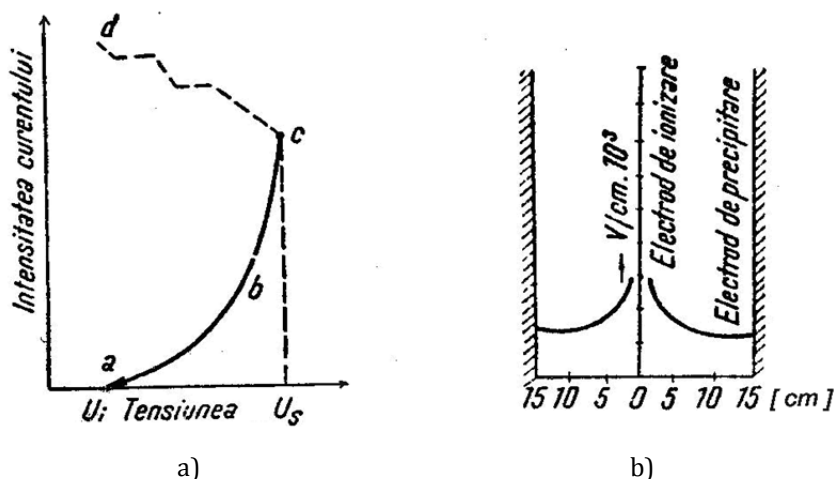


Fig. 5.13. Variația tensiune-intensitate pentru câmpuri: a) uniforme, [2], b) coaxiale, [16]

Filtrele electrice funcționează pe baza generării de sarcini electrice în amestecul gaz-solid, captarea acestora de către particulele solide și precipitarea acestora pe contraelectrozi. Un gaz plasat între doi electrozi conectați la o sursă de tensiune continuă se comportă ca un dielectric. La creșterea progresivă a tensiunii, la atingerea valorii tensiunii de ionizare, U_i , începe procesul de generare a sarcinilor electrice: ioni și electroni care se deplasează înspre contraelectrozi. Procesul este lent la tensiuni mici, porțiunea a-b a curbei, apoi se accelerează, porțiunea b-c, deoarece cu creșterea tensiunii va crește și intensitatea curentului format datorită măririi numărului de particule ionizate. Fenomenul tinde la o dezvoltare de tip exponențial până la atingerea valorii tensiunii de străpungere, U_s , (punctul c), când apare descărcarea în gaz, scânteia electrică, (porțiunea c-d). Pentru electrozi plan paraleli câmpul electric este uniform și porțiunea de curbă a-b este mare. Pentru câmpuri electrice neuniforme se extinde porțiunea de curbă b-c în care apar multe sarcini electrice, un domeniu preferat pentru purificarea electrică aplicată practic. Aceste sarcini sunt captate de impuritățile solide sau lichide din gaz și provoacă antrenarea lor către electrodul de semn contrar sarcinii particulei. La contactul cu contraelectrodul particulele se descarcă electric și se aglomerează, apoi cad sub influența forței gravitaționale.

Metoda prezintă avantaje pentru epurarea gazelor fierbinți de impurități solide și lichide cu dimensiuni foarte mici, are o eficiență foarte mare îndeosebi la particulele fine, instalațiile prezintă o pierdere scăzută de presiune, sunt fiabile, nu au elemente mobile și se întrețin ușor. Printre dezavantajele majore se numără: eficiență slabă în cazul gazelor umede, nu se pot folosi în gaze ce conțin vapori de solvenți sau gaze inflamabile, necesită instalații complexe și costisitoare, cheltuială energetică și luarea unor măsuri speciale de electrosecuritate a muncii.

Desprăfuirea umedă are ca principiu reținerea particulelor de impurități din fluxul de gaze de către un lichid umectant care captează solidul. Pentru a fi eficiente aceste spălătoare de gaz, ele trebuie să realizeze un contact foarte bun între gaz, solid și lichid, adică să asigure o suprafață mare de contact, să nu genereze vapori de lichid care să afecteze compoziția gazului și să poată fi operate comod. Ca lichid de spălare se pot utiliza apa, soluții apoase conținând materiale tensioactive, uleiuri minerale, soluții apoase de săruri anorganice, compuși organici sau macromoleculari. Aceste lichide trebuie apoi reprocesate, fie pentru a asigura eficiența economică, fie pentru a îndepărta impuritățile reținute și în

final a asigura protecția factorilor de mediu. În mod schematic, sunt prezentate în Fig. 5.14. diferite tipuri constructive de aparate care asigură desprăfuirea umedă a gazelor, fiecare având avantaje și dezavataje specifice.

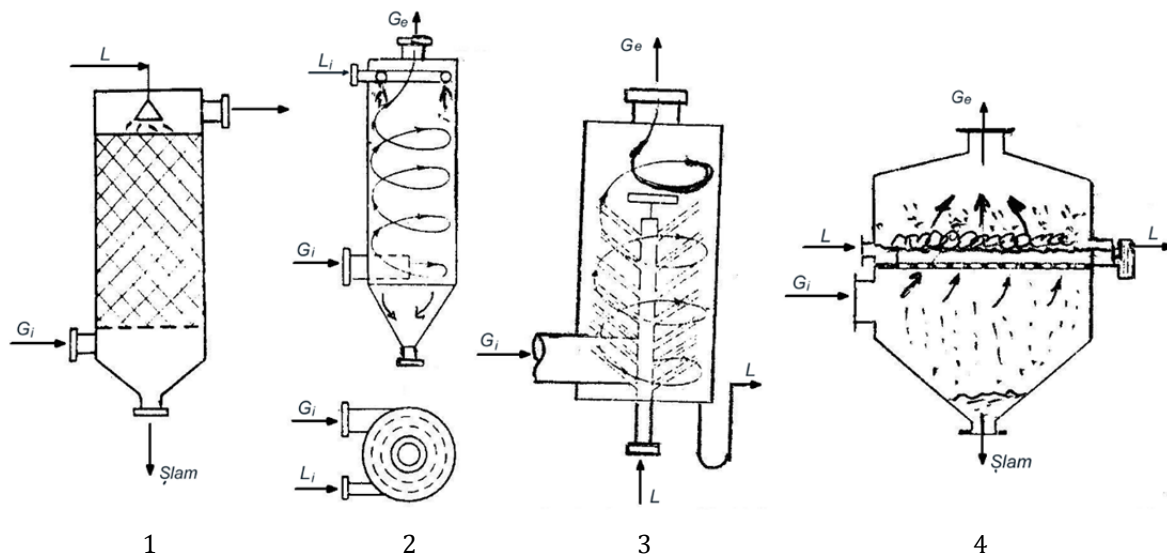


Fig. 5.14. Tipuri de separatoare umede, [2]

1 - turn cu umplutură; 2 - spălător centrifugal cu film lichid;

3 - spălător cu pulverizare; 4 - spălător cu spumă

6. Filtrarea

Filtrarea este operația de separare a unui sistem heterogen solid-fluid prin intermediul unui material poros prin care trece faza continuă lichidă și reține partea solidă.

Din punctul de vedere al nomenclurii, amestecul inițial se numește **suspensie**, aceasta fiind separată într-un **precipitat** numit și **turtă, șlam** (un amestec de solid umectat de lichid) și un fluid limpede numit **filtrat**. Materialul poros ce reține solidul se numește **filtru, material filtrant** sau primește **numele propriu-zis al materialului**: pânză, hârtie, membrană, pâslă sau strat granular. Sub numele de filtrare sunt cunoscute câteva procese de separare fluid-solid denumite după dimensiunea particulelor reținute de materialul filtrant. Operația numită curent **filtrare** definește practica de separare în care diametrul particulelor solide este mai mare de $10\ \mu\text{m}$, prin filtrare obișnuită se separă suspensiile de particulele grele individuale din majoritatea industriilor chimice și a industriilor prelucrătoare asistate de procese chimice. **Microfiltrarea** este operația ce realizează separarea particulelor cu dimensiuni între $0,1\ \mu\text{m} < \varnothing < 10\ \mu\text{m}$, operație specifică separărilor de drojdii sau alge pluricelulare din procesele de biosinteză. **Ultrafiltrarea** cuprinde separarea particulelor cu mărimi $0,01\ \mu\text{m} < \varnothing < 0,1\ \mu\text{m}$. În acest domeniu se rețin bacteriile, virusurile mari, algele monocelulare, operația fiind necesară în special pentru obținerea fluidelor sterile. **Nanofiltrarea** cuprinde separarea particulelor cu diametre cuprinse între $0,001\ \mu\text{m} < \varnothing < 0,01\ \mu\text{m}$, operație prin care se pot obține polipeptide, coloranți naturali, zaharide sau segmente de ADN.

În afara aspectelor specifice legate de dimensiunea la care se operează și mecanismul de transport, toate aceste procedee folosesc principal **o bază fenomenologică comună** și anume: particulele cu diametrul mai mic decât dimensiunea spațiilor libere din materialul filtrant trec prin porii acestuia constituind filtratul, particulele mai mari fiind reținute pe suprafața filtrului generând turta.

Condițiile tehnice impuse unei bune filtrări solicită ca precipitatul să fie cât mai „uscat”, să conțină cât mai puțin lichid inclus în interiorul particulelor solide și acesta să fie cât mai lipsit de săruri solubile. Filtratul trebuie să fie clar, fără particule în suspensie, iar operația să se desfășoare cât mai repede posibil.

Operația de filtrare depinde de o serie de parametri legați direct de suspensie, de materialul filtrant și de modul de operare.

La filtrarea obișnuită suspensia influențează procesul prin cantitate, mod de obținere și vârsta suspensiei. Particulele din suspensie pot fi monodisperse sau polidisperse. Suspensiile ce conțin particule polidisperse se filtrează mult mai ușor decât suspensiile monodisperse.

Cu cât viscozitatea mediului de suspendare este mai mică suspensia se filtrează mai ușor, faza continuă trebuind să treacă, (să curgă), prin porii materialului filtrant. Din acest punct de vedere lichidele, care au viscozitatea de 10^3 ori mai mari decât gazele, prezintă viteze de filtrare mai mici. Trebuie luat în considerare și faptul că lichidele își reduc mult viscozitatea la creșterea temperaturii, iar gazele își măresc viscozitatea la creșterea temperaturii.

Materialul filtrant poate să fie pânză, hârtie, membrane sintetice, artificiale sau naturale, pâsle, straturi de granule sau de fibre. Materialul filtrant influențează atât aspectul tehnic cât și cel economic al filtrării. Cu cât diametrul porilor este mai mic, separarea este mai perfectă, dar scade viteza de filtrare, timpul de viață al materialului filtrant este mai mic iar prețul operației crește, în principal datorită necesarului de presiune ridicată. O condiție esențială a materialului filtrant și a suportului său o constituie inerția chimică față de componenții suspensiei și stabilitatea mecanică și termică.

Tablele perforate, sitele lamelare, sitele perforate și împletiturile metalice sunt folosite în special ca suport pentru materialele filtrante cu pori mai mici și cu rezistențe mecanice scăzute, având avantajul unei permeabilități foarte mari.

Pânzele filtrante țesute din fibre vegetale, animale, sintetice sau minerale au elasticitate, suplețe, proprietăți constante și uniforme, rezistență mecanică bună, sunt ușor de manevrat și au o porozitate controlabilă prin procesul de țesere. Ele rețin particulele solide din suspensie atât prin efectul de cernere cât și prin adsorbție. Au dezavantajul unei rezistențe mecanice mai mici și a unei colmatări rapide. Felul țesăturii, grosimea firelor, tipul de răsucire și numărul itelor și a bătăturii, natura materialului, tratarea ulterioară și impregnarea materialului dau pânzelor filtrante o mare adaptabilitate la condițiile de operare. Țesăturile din bumbac se recomandă pentru filtrarea uleiurilor și a suspensiilor neutre sau alcaline, iar cele din lână sau bumbac nitrat pentru filtrarea suspensiilor acide. Țesăturile din lână sunt recomandate pentru filtrarea uleiurilor hidraulice, a suspensiilor neutre și slab acide. Fibrele sintetice sunt recomandate la filtrarea apei deoarece nu permit creșterea virusurilor, bacteriilor, algelor sau a altor microorganisme precum și a suspensiilor puternic acide până la cele bazice. Fibrele de sticlă sau cele minerale se utilizează pentru filtrarea suspensiilor fierbinți acide sau alcaline.

Membranele de natură vegetală, animală sau sintetică servesc ca suprafețe filtrante pentru suspensiile conținând particule fine și foarte fine.

Straturile formate din fire de celuloză, lână, in, fibre de sticlă sau minerale obținute prin presare sau depuse liber pe un suport sunt des folosite ca material filtrant. Straturile fibroase filtrante, obținute prin sedimentarea fibrelor pe o suprafață suport, servesc pentru filtrarea suspensiilor care colmatează repede filtrul. După colmatare, aceste straturi sunt destrămate, spălate și apoi refacute cu multă ușurință.

Straturile granulare susținute de un suport sunt adesea utilizate pentru comoditatea de operare atât în faza de filtrare cât și în faza de regenerare a materialului filtrant. Porozitatea straturilor granulare depinde de mărimea, forma, distribuția granulometrică a particulelor și de modul lor de aranjare. Ca material granular se utilizează nisip, carbură de siliciu, cărbune, mărgelă de sticlă, alică metalice din inox, diferite tipuri de materiale silicatică: diatomită, bentonită, kieselgur, tuf vulcanic, schimbători de ioni. Straturile granulare operează atât prin reținere pe suprafață, în pori, filtrare în adâncime cât și prin adsorbție.

Plăcile sinterizate sunt formate din granule reunite prin presare, cu sau fără lianți și ardere până la aproape de temperatura de vitrifiere, când se stabilizează structura poroasă. Ele se confecționează din sticlă, materiale silicatică sau oxidice, metale, materiale plastice. Se caracterizează prin porozitate uniformă, reproductibilitate, costuri reduse și o bună rezistență mecanică și chimică.

Toate materialele filtrante trebuie să îndeplinească minimum următoarele cerințe: porozitate mare și controlabilă, permeabilitate mare, rezistență mecanică, chimică și biochimică, formă de prezentare adecvată aparatului de filtrare, disponibilitate, manevrare comodă, posibilitate de regenerare, posibilități de reciclare și preț scăzut.

Operația de filtrare cuprinde câteva faze specifice care formează împreună ciclul tehnologic. Acestea sunt:

- **alimentarea cu suspensie.** Această fază trebuie să asigure distribuirea fluxului de alimentare cât mai uniform pe suprafața filtrului pentru a preveni deplasarea, străpungerea sau distrugerea materialului filtrant. În această etapă filtratul este de obicei tulbure și trebuie reciclat.
- **filtrarea propriu-zisă.** În această fază se realizează separarea solid-lichid prin acumularea precipitatului pe suprafața filtrantă până când fie se termină cantitatea de suspensie sau până când viteza de filtrare este prea redusă ca procesul să mai fie economic.
- **scurgerea, („uscarea”, desicarea, esorarea), turtei.** În această fază se realizează spălarea precipitatului de pe filtru de materialele solubile, dacă este cazul și se reduce umiditatea turtei până la consistența la care manevrarea ei este lesnicioasă.

- **evacuarea turtei.** Eliberarea suprafeței de separare se poate efectua manual sau cu dispozitive specializate.
- **regenerarea suprafeței de filtrare.** În această fază materialul filtrant este fie regenerat prin spălare inversă, înlocuit, reînnoit sau refăcut. Regenerarea trebuie să fie rapidă, eficientă și economică.

După modul de aranjare a acestor faze, filtrarea poate fi continuă sau discontinuă.

Mecanismele și fenomenologia filtrării

La adăugarea unei suspensii peste o suprafață filtrantă, primul aspect fenomenologic este sedimentarea particulelor groșiere însoțite simultan de trecerea fluidului prin porii materialului filtrant. În această perioadă filtratul este tulbure, o parte din solid cu dimensiuni mai reduse decât a porilor filtrului trecând în lichid. Fenomenul este în concordanță cu prima fază a operației de filtrare. Stratul de particule solide sedimentat pe materialul filtrant servește ca material de reținere pentru particulele solide cu diametru mai mic, particulele mari servind drept suport sau sită pentru celelalte, în ordinea inversă dimensiunii lor. Particulele mai fine de solid antrenate de lichidul în curgere ce trece prin stratul de particule groșiere vor fi reținute prin cernere și adsorbție de către stratul de material solid cu aceeași compoziție sau de către materialul filtrant, așa încât filtratul rezultat este limpede. Etapa este concordantă cu cea de filtrare. În acest timp, stratul de precipitat crește continuu datorită aportului de suspensie, astfel că gradul de reținere a solidului se mărește, crescând grosimea stratului de turtă. Simultan cu creșterea grosimii stratului de precipitat crește și rezistența hidraulică a precipitatului, deoarece particulele cu dimensiuni reduse care sunt reținute în partea superioară a turtei generează o porozitate din ce în ce mai redusă, așadar scade continuu debitul de filtrat. Dacă nu se mai adaugă suspensie, lichidul se strecoară printre granule, în finalul procesului tinzând să dispară, scăzând astfel umiditatea precipitatului. Cu cât crește timpul de scurgere, cu atât mai mult se reduce umiditatea sa. Stratul solid va reține o cantitate de lichid datorită forțelor de aderență interfaciale și a forțelor capilare. Precipitatul nu poate fi uscat perfect prin filtrare.

Posibilități de influențare a procesului de filtrare

- cu cât porozitatea materialului filtrant este mai mare, cu atât debitul de filtrat crește;
- cu cât suprafața filtrantă este mai mare, crește debitul de filtrat, scade timpul de separare, se reduce grosimea turtei și scade forța motrice a procesului, (diferența de presiune);
- cu cât grosimea stratului filtrant scade, debitul de filtrat crește;
- debitul de filtrat depinde puternic de natura precipitatului: granular, cristalin, gelatinos sau coloidal;
- forma și mărimea cristalelor influențează viteza de filtrare;
- cât compresibilitatea precipitatului este mai mare, suspensia se filtrează mai greu;
- creșterea temperaturii duce la scăderea viscozității lichidelor cât și la coagularea sau modificarea structurală a particulelor solide, favorizând filtrarea;
- creșterea diferenței de presiune de pe o față și cealaltă a materialului filtrant duce la majorarea debitului de curgere a lichidului prin stratul filtrant;
- reducerea concentrației solidului din suspensie scade grosimea turtei favorizând scurgerea lichidului;
- introducerea aditivilor de filtrare pentru restructurarea texturii turtei;
- filtrarea continuă formează un strat de precipitat mai subțire și mai permeabil.

Relația matematică de dependență a timpului de filtrare de parametri operaționali este [5, 15, 17]:

$$a \cdot V_f^2 + b \cdot V_f = \tau,$$

sau scrisă sub altă formă:

$$V_f^2 + 2 \cdot C \cdot V_f = K \cdot \tau,$$

unde:

$[V_f] = [m^3/m^2] = [\text{volum de filtrat}/\text{aria filtrului}]$;

a este o constantă specifică fiecărui tip de precipitat, $[s/m^2]$;

b este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, $[s/m]$;

a și b sunt constantele de filtrare care se determină experimental în aceleași condiții în care are loc filtrarea;

C este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, $[m^3/m^2]$, similară cu b ;

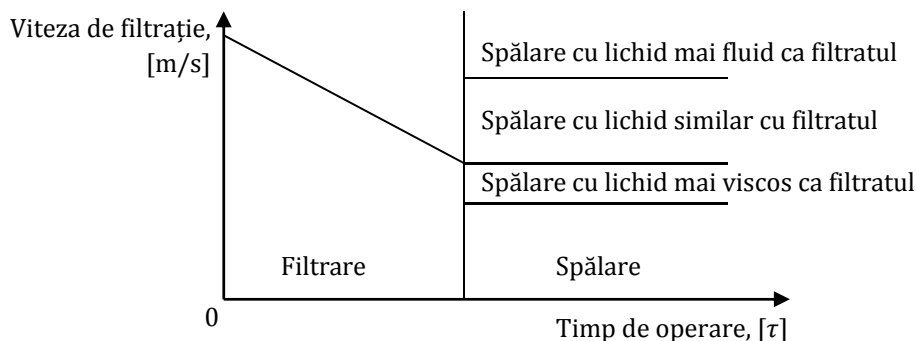
K este o constantă caracteristică precipitatului, $[m^2/s]$, similară cu a .

Viteza de filtrare a lichidului prin materialul filtrant, $[m^3/m^2 \cdot s]$, se poate determina prin derivarea ecuației filtrării în raport cu timpul:

$$\frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{[(2 \cdot a \cdot V_f + b)]} \quad \text{sau} \quad \frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{[2 \cdot (V_f + C)]}.$$

Viteza de filtrare la finalul operației este identică cu viteza de spălare a precipitatului, deacă viscozitatea lichidului de spălare este identică cu a filtratului. Spălarea precipitatului se poate efectua în echi-, contracurent sau prin redispersare și refiltrare. Condițiile de spălare, cantitate, debit, tip de agent de spălare, timp de lucru se determină numai experimental.

În timp, filtrarea are o viteză liniar descrescătoare, viteza finală este cea mai mică. Spălarea precipitatului poate avea loc cu aceeași viteză, constantă, deoarece nu se mai adaugă solid pe filtru, dacă lichidul de spălare are aceeași viscozitate cu a filtratului. Dacă viscozitatea este mai mică, viteza de spălare este evident mai mare, o viscozitate mai mare conducând la o viteză de spălare mai mică.



Filtrul granular. Este un aparat discontinuu cu strat granular utilizat pentru filtrarea unor cantități mari de suspensie având concentrație redusă într-un solid care nu are valoare economică și care trebuie eliminat din efluent. În funcție de viteza de filtrare se deosebesc filtrele lente și rapide.

Filtrul lent, Fig. 6.1., este format dintr-un bazin din beton conținând un fund drenant care susține stratul granular. Particulele de solid sunt reținute pe partea superioară a stratului de granule, la suprafața căruia se formează în timp o membrană biologică ce conține alge unicelulare și alte microorganisme vegetale și animale, restul stratului fiind lipsit de materialele din suspensie. Acestea consumă în cadrul procesului metabolic impuritățile din fluxul de alimentare, efluentul fiind practic steril. Viteza de scurgerea lichidului este de 0,1–0,5 [m/h]. Detaliile de construcție și modul de operare sunt prezentate mai jos. Sunt frecvent utilizate pentru livrarea apei potabile sau epurarea apelor reziduale, dar pentru debite mici și medii.

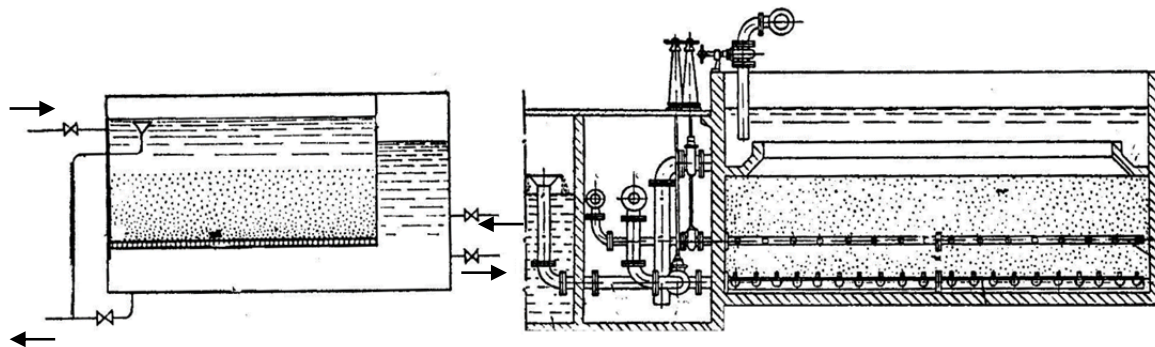


Fig. 6.1. Filtru lent, principiu de funcționare, [2] și schema de operare, [8]

În Fig. 6.2. sunt prezentate unele detalii constructive ale filtrelor granulare. Rețeaua de drenare a filtratului este formată din țevi perforate sau cu fante longitudinale plasate uniform pe fundul dublu al bazinului. Peste aceste țevi se plasează stratul granular care este structurat din particule cu dimensiuni mari în apropierea rețelei și cu mărime continuu descrescătoare înspre suprafață. De obicei se plasează straturi succesive de piatră spartă, (dimensiuni 80–100 [mm] și grosime a stratului 150 [mm]), piatră concasată, (dimensiuni 30–50 [mm] și grosime a stratului 200 [mm]), pietriș mărgăritar, (dimensiuni 3–5 [mm] și grosime a stratului 250 [mm]), nisip cuarțos, (dimensiuni 0,8–1,5 [mm] și grosime a stratului 450–1000 [mm]). Pentru creșterea grosimii stratului filtrant se poate renunța la stratul de susținere, locul acestuia fiind luat de către crepine, piese plasate fie direct pe fundul dublu al bazinului, fie înșurubate pe țevile de drenare. Crepinele au fante înguste, mai mici decât particulele granulare, astfel că acestea sunt reținute în interiorul bazinului, prin ele scurgându-se doar lichidul.

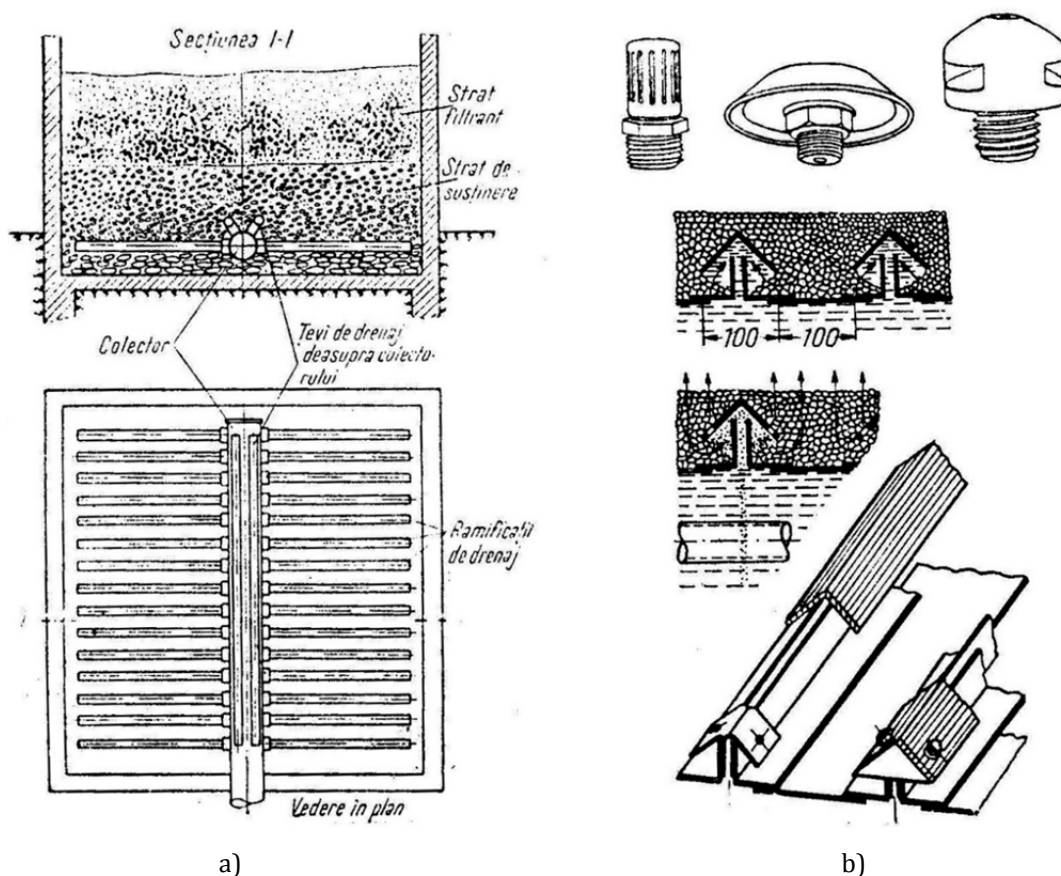


Fig. 6.2. Detalii constructive pentru drenarea lichidului, [8]
a) rețeaua de drenare și structura stratului granular; b) crepine

Filtrul rapid. Aparatele se deosebesc de cele precedente prin viteza de filtrare, 2–5 [m/h], modul de curățire, calitatea apei livrate și mecanismul de separare. Particulele din suspensie sunt reținute aproape în toată masa de strat granular, nu se formează membrana biologică, apa este „curată”, dar nu sterilă, trebuie sterilizată prin clorinare și se pot obține debite de lichid mult mai mari.

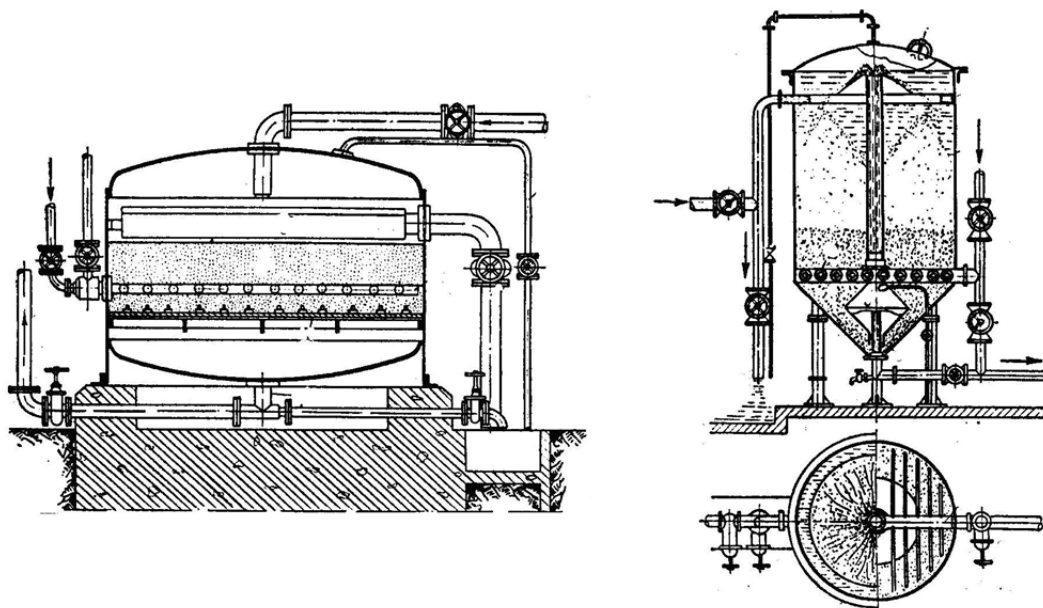


Fig. 6.3. Filtru rapid și filtru Bollmann, [8]

Filtrul Bollmann. În acest aparat se poate realiza o spălare a stratului filtrant în contracurent, iar atunci când este cazul, se poate aplica o spălare intensivă prin introducerea suplimentară a unui jet de apă sau aer care să asigure desprinderea impurităților de pe particulele filtrante.

Filtrul Nutsche și filtrul presă sunt destinate în special operării în cazul cantităților sau debitelor mici și medii de suspensie și operează la suprapresiunea generată de pompe auxiliare. Sunt ideale pentru concentrații mici și medii ale solidului în suspensie, pentru materiale care degajă mirosuri sau vapori, sunt foarte eficiente, dar solicită investiții pentru aparatura auxiliară.

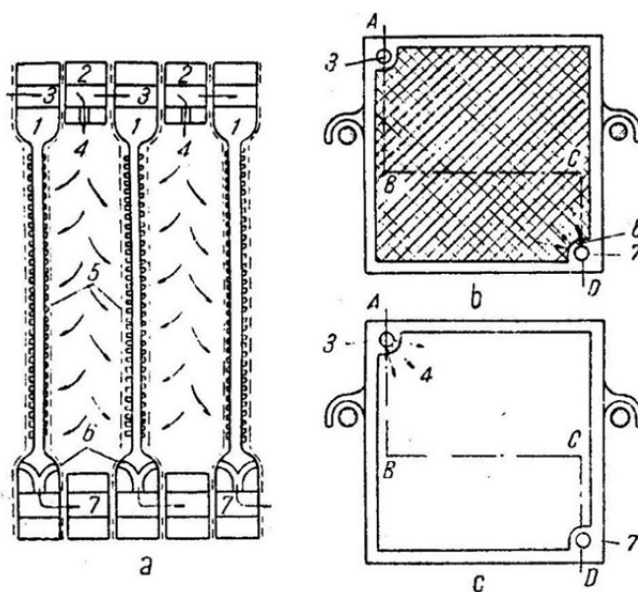


Fig. 6.4. Elemente constructive a filtrului cu plăci și rame, [2]

a – secțiune transversală ABCD; b – placă, (vedere); c – ramă, (vedere)

- 1 – plăci filtrante; 2 – rame; 3 – canal de alimentare, (suspensie și apă de spălare);
4 – intrare suspensie în rame; 5 – pânză; 6 – ieșire lichid; 7 – evacuare filtrat

Filtrul cu plăci și rame, Fig. 6.4., este format prin asamblarea succesivă a elementelor constructive și a materialului filtrant: placă, filtru, ramă, filtru, placă etc. Ansamblul se rigidizează cu plăci de capăt prinse prin tiranți. Alimentarea și evacuarea filtratului se execută prin pomparea suspensiei în canalele existente în fiecare element constructiv și are loc atâta timp cât mai există spațiu liber în camerele formate de rame. Momentul final al filtrării se remarcă prin creșterea presiunii la alimentare. Evacuarea precipitatului se efectuează manual, după desfacerea întregului ansamblu, dezavantajul principal al aparatului. De regulă ramele sunt pătrate, având spațiul interior: 300×300 [mm]; 400×400 [mm]; 1200×1200 [mm]. Grosimea spațiului din ramă depinde de dimensiunea ramei: 30; 40; 50 și maxim 60 [mm].

Sistemele de **filtrare continuă** pot fi eficiente pentru cazul cantităților mari de suspensie. Filtrele de tip carusel, Fig. 6.5. a) și cele cu bandă, Fig. 6.5. b), au avantaje și dezavantaje specifice, care apar prin prezentarea schemelor de funcționare a acestora.

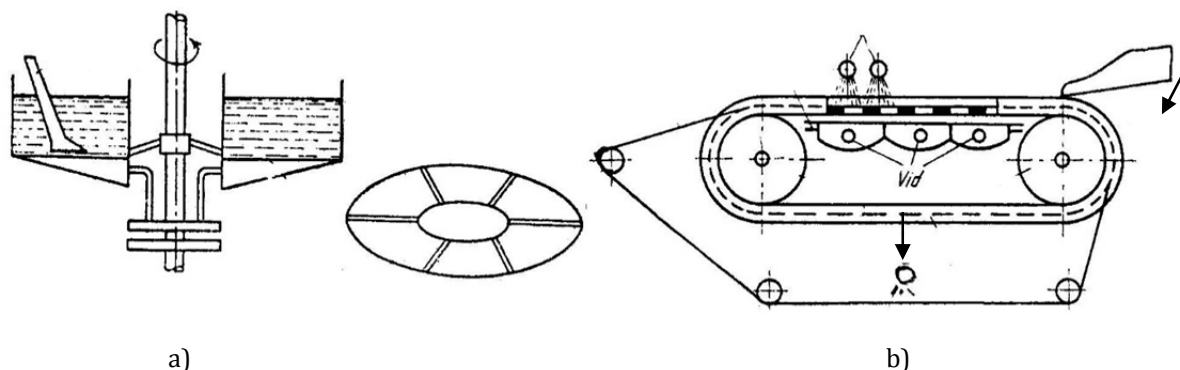


Fig. 6.5. Filtre de tip continuu, [2]

a) filtru carusel; b) filtru cu bandă

Filtru tip carusel nu poate avea un diametru mare, din cauza dificultăților de etanșare între masa rotativă care are pânza filtrantă și caseta cu vid de dedesubt care colectează și filtratul. Colectarea precipitatului este dificilă și nu se poate face regenerarea pânzei prin spălare în contracurent. Un tip de filtru continuu cu bandă presată este prezentat schematic în Fig. 6.6.

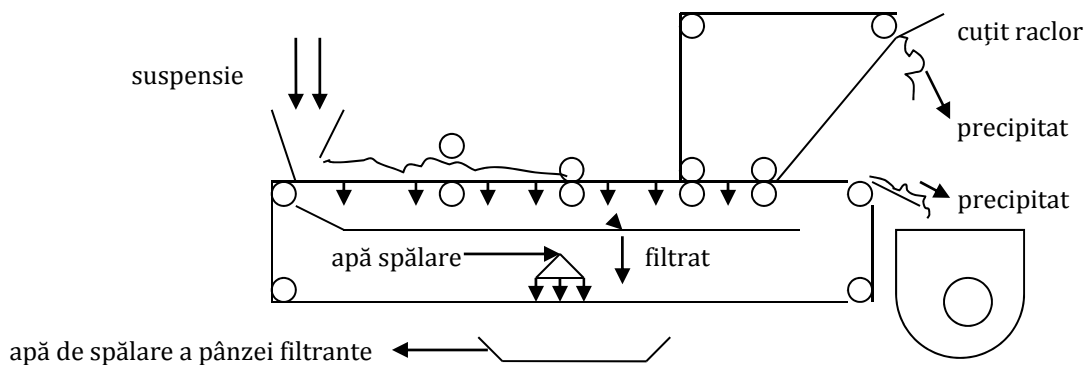


Fig. 6.6. Schema filtrului cu bandă presată

Banda filtrantă și cea presoare sunt formate din site metalice cu ochiuri mici: $0,5-1$ [mm] peste care se plasează pânza de filtrare propriu-zisă formată din țesătură polimerică hidrofoabă. Suspensia se alimentează într-un jgheab care distribuie uniform pe lățimea benzii. Lichidul se scurge prin sistemul filtrant și se colectează în tava, caseta, de dedesubt de unde se evacuează. Grosimea și umiditatea stratului de nămol se reduce progresiv, apoi perechi de role presoare stoarce turta și o nivelează. A doua bandă, cea presoare, continuă aplicarea presiunii uniforme peste precipitat. La capătul benzii, un

cuțit raclor îndepărtează turta care cade într-un transportor elicoidal și se elimină. Banda filtrantă trece pe sub sistemul de spălare în contracurent și se întoarce sub jgheabul de alimentare. Banda presoare este curățată de un cuțit raclor dar nu este necesară regenerarea ei, filtratul din turtă curgând gravitațional.

7. Amestecarea

Amestecarea este o operație în principal de transfer de impuls ce are drept scop omogenizarea proprietăților dintr-un volum sau spațiu dat. Pentru caracterizarea și controlul amestecării se introduce noțiunea de grad de uniformitate a amestecului, mărime ce reprezintă diferența între concentrația locală a proprietății și concentrația teoretică a aceleiași proprietăți din spațiul sau volumul vizat. Concentrația locală este exprimată ca fiind un raport între suma proprietăților sistemului prelevate în același timp, dar în poziții diferite și numărul de puncte de prelevare.

$$i_a = \frac{c_1 + c_2 + c_3 + c_4 + \dots}{n}.$$

Indicele de omogenitate se raportează față de indicele teoretic de amestecare, ce reprezintă valoarea proprietății raportată la volumul respectiv, (concentrația teoretică).

$$i_{ta} = \frac{P}{V}.$$

Gradul de uniformitate arată modul cum are loc amestecarea, cinetica acesteia, cu cât este mai mic cu atât eficiența este mai bună, de regulă amestecarea perfectă nu există. Gradul de amestecare trebuie raportat la scara de mărime la care se înțelege amestecarea componentelor: moleculară, micromoleculară, supramoleculară, macroscopică, globală etc. Simultan cu transferul de impuls, poate avea loc un transfer de căldură sau de masă. Amestecul și operația de amestecare se studiază de obicei referitor la transferul de impuls – proprietatea determinantă pentru operația de amestecare.

Omogenitatea **la nivel molecular**: fiecare moleculă dintr-un component să fie înconjurată de același număr de molecule din celalalt component, de ex. amestecurile de gaze sau de lichide miscibile cu caracteristici fizică-chimice foarte asemănătoare.

Omogenitatea **la nivel micromolecular**: la acest nivel de obicei nu se poate discuta despre omogenitate perfectă, din cauza forțelor intermoleculare generate între componenți care conduc la agregări spontane între molecule de același fel sau cu structură diferită, dar proprietățile analitice ale amestecului sunt identice în orice punct, de exemplu soluțiile de acizi, baze, săruri, coloizi sau cele a componentelor care au diferențe mai mari ale caracteristicilor fizice.

Omogenitatea **la nivel supramolecular**: se ia în considerare comportarea moleculelor și a grupurilor supramoleculare între ele; dar și componenții ceilalți ai amestecului trebuie priviți statistic având dimensiuni comparabile cu organizațiile supramoleculare. Ca exemple se pot oferi cazul amestecului apă-tensioactivi, a coloizilor macromoleculari, a emulsiilor, a suspensiilor fine, a materialelor plastice, unde la scara întregului volum poate exista omogenitate, dar la nivel supramolecular omogenitate nu există din cauza asocierii fizico-chimice specifice componentelor. La evaluarea amestecării și la alegerea modalităților de realizare a acesteia trebuie luați în considerare principalii factori de influență:

- **timpul** impus pentru operare,
- **modalitatea** de realizare: continuu sau discontinuu,
- **natura materialelor** care se amestecă și proporția acestora în amestec.

Aceiași factori sunt importanți atât pentru intensificarea amestecării, (dispersarea poluanților, amestecarea denocivizanților cu material contaminat), fie pentru încetinirea fenomenului, (limitarea poluării, depozitarea deșeurilor, efecte speciale în materiale ce constituie bunurile de larg de consum...). Uneori operația de amestecare este folosită pentru favorizarea unor procese de agregare sau de segregare.

Timpul în care se realizează omogenizarea trebuie să fie cât mai scurt pentru a obține eficiență tehnologică și intră de asemenea în calculul necesarului de putere pentru realizarea amestecării. El este legat direct de natura materialelor care se amestecă, fiind cunoscut faptul că materiale cu proprietăți asemănătoare și compatibile se amestecă mai ușor decât cele cu proprietăți foarte diferite. Timpul mai este impus de natura procesului tehnologic, de scopul operației, poziția amestecării în fluxul tehnologic și de comportarea materialelor. Există situații în care materialele trebuie amestecate foarte rapid, în alte cazuri operarea necesită o amestecare de tip special, pentru menajarea calității materialelor, în alte situații timpul de amestecare nu influențează restul procesului, dar de cele mai multe ori tehnologiile reclamă realizarea amestecării simultan cu derularea altor operații.

Modul de organizare a procesului tehnologic: continuu sau discontinuu conduce la găsirea unor soluții tehnice diferite de amestecare. În procesele continue se preferă realizarea amestecării simultan cu transportul materialelor sau utilizarea unor recipiente cu capacitate mare pentru omogenizarea proprietății materialelor. Aceste dispozitive sunt de obicei scumpe și solicită aparatură de supraveghere și control, dar calitatea amestecului este constantă. Amestecarea materialelor în șarje este un procedeu ieftin și comod, dar apar fluctuații de calitate a amestecului datorită inevitabilei intervenții umane.

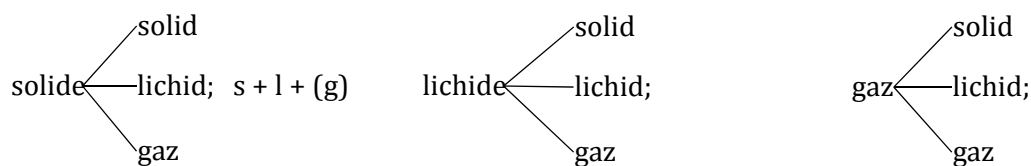
Cu cât **cantitatea** de material procesată este mai mare și necesarul energetic crește, evoluția fiind exponențială și cresc corespunzător costurile de operare.

Raportul volumetric dintre componenți este un factor important în amestecarea materialelor. Amestecuri omogene se obțin mai ușor dacă raportul cantităților este apropiat de unitate, față de raporturi cu valori extreme.

Natura materialelor influențează amestecarea prin proprietățile fizico-chimice, starea de agregare, gradul de dispersie a materialului inițial și curba de distribuție granulometrică, gradul de compatibilitate dintre materiale.

Principalele caracteristici fizico-chimice cu influență asupra procesului sunt: densitatea, vâscozitatea, tensiunea superficială, diametrul particulelor și distribuția lor granulometrică, proporția dintre componenți. Cu cât diferența de **densitate** între componenții amestecului este mai mare, operația este mai imperfectă, durează mai mult și necesită energie de amestecare mai mare. În plus, diferențele mari de densitate favorizează segregarea naturală a amestecului în timp, mai rapid sub acțiunea deplasării materialului, mai lent în stare de repaus. **Viscozitatea** mare influențează procesul de amestecare în sensul că solicită cheltuieli energetice ridicate, timpi de amestecare lungi, aparatură mai robustă, volumele de material prelucrat sunt mai reduse, dar asigură menținerea omogenității amestecului un timp mai lung. **Tensiunea interfacială** mare între lichide conduce la cheltuieli energetice mari, stabilități a amestecurilor scăzute, amestecări imperfecte și separări ușoare și rapide. Cu cât este mai mic **diametrul particulelor** și distribuția lor granulometrică este mai îngustă, amestecarea este mai ușoară și mai rapidă, cu cât spectrul lor granulometric este mai larg, amestecarea este mai dificilă și segregarea mai evidentă.

Materialele care sunt supuse amestecării pot fi solide, lichide sau gazoase. Particularitățile fizico-chimice a materialelor prezentate mai sus conduc la următoarea sistematizare a tipurilor de amestecuri:



Fiecare dintre aceste amestecuri formate din două sau trei faze distincte pot genera sisteme omogene, soluții sau sisteme heterogene. Multitudinea de posibilități amestecare a materialelor au condus la dezvoltarea unei game extrem de largi de aparatură specializată, dar principiile care stau la

baza proiectării și construcției amestecătoarelor rămân aceleași. Acestea pot fi rezumate în următoarele aspecte:

- generarea unei tensiuni intense de forfecare locală care asigură deplasarea zonală a materialului;
- asigurarea unei deplasări generale încete a ansamblului de material amestecat;
- asigurarea unei geometrii a vasului de amestecare în concordanță cu proprietățile fizico-chimice a amestecului;
- transferul cât mai complet de putere între elementele în mișcare și materialul amestecat.

Amestecurile solid-solid se realizează greu, de obicei în cantități sau debite reduse, cu necesar ridicat de putere, cu erodarea utilajelor, a pieselor active și cu generare de zgomot și praf.

Tamburii rotativi, Fig. 7.1., sunt mult utilizați în operații de amestecare a solidelor atât în procese discontinue cât și în cele continue. Principiul de funcționare de bază al utilajului este folosirea mișcării de rotație a unei părți din utilaj care antrenează o cantitate a masei de material. Tamburii rotativi au în general formă de cilindru sau alt corp de revoluție, care se rotesc în jurul axului.

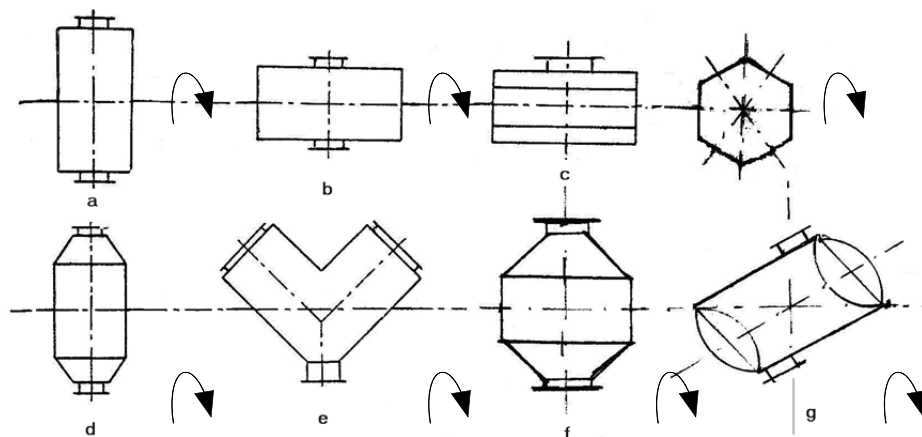


Fig. 7.1. Diferite geometrii ale tamburilor rotativi

Utilajele care procesează cantități mici de material, în mod discontinuu sunt relativ ieftine, foarte fiabile, nu degajă mult praf, dar de obicei se golesc greu. Pentru cantități mici și medii de material ($1-5 \text{ [m}^3\text{]}$) operația este discontinuă. Pentru debite sau cantități mari, operația este continuă, dar sunt necesare dispozitive speciale pentru captarea și eliminarea prafului și zgomotului.

Avantajele acestora sunt: construcție relativ simplă, robustă, amestecarea este foarte bună și sunt pierderi reduse de material în faza de amestecare, dar operația se soldează cu modificarea spectrului granulometric al materialelor implicate datorită frecării, măcinării, zdrobirii etc. Se poate opera în sistem închis, pe șarje, caz în care nu se degajă praf, iar zgomotul este acceptabil. Operațiile discontinue necesită o cantitate mare de manoperă, iar cele continue solicită aparatură complexă de alimentare-descărcare.

Rotocuburile au dispozitive interne care se rotesc în sens invers tamburului exterior, ele solicită mai multă putere, sunt mai complicate, se pot goli complet și rapid, amestecarea este intensă și foarte bună, dar sfărâmarea materialului este mai avansată. Uneori se completează amestecarea materialelor cu măcinarea solidelor în același utilaj. În acest scop, în tamburul rotativ se introduc corpuri de măcinare: bile sau bare dintr-un material inert și dur care au rolul de a sfărâma particulele de solid. Dezavantajul construcției constă în reducerea volumului util a aparatului, dificultăți în recuperarea corpurilor de măcinat la sfârșitul șarjei, curățarea greoaie a bilelor. Sistemele continue utilizează tamburi bitronconici orizontali încărcăți cu bile cu diametre diferite. Acestea se aranjează de la sine,

cele mai mari în partea cu diametru mare a tamburului și cele cu diametru mic spre evacuare. Bilele mari realizează concasarea și zdrobirea materialului iar cele mici macină particulele solide în principal prin frecare. Amestecătoarele de acest tip cu funcționare continuă necesită o construcție mai complicată pentru partea de alimentare și de evacuare. Sistemele sunt preferate pentru mărunțirea și amestecarea materialelor destinate industriilor energetice, siderurgice sau prelucrarea minereurilor polimetalice.

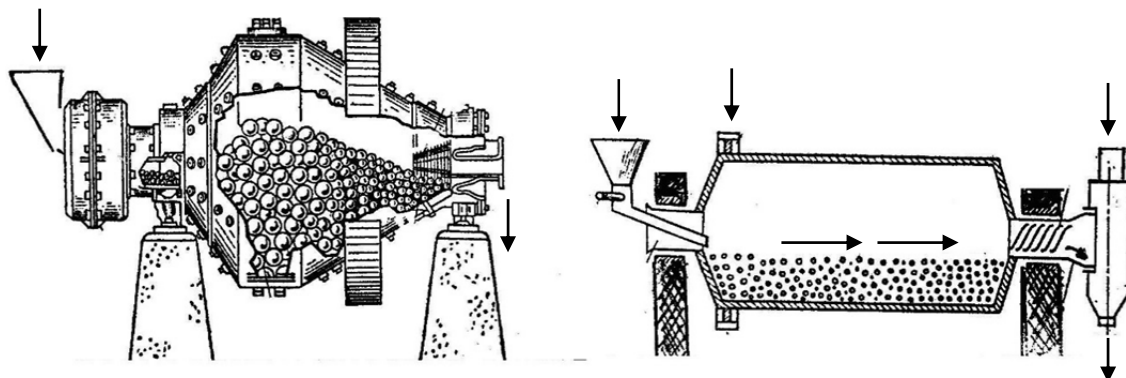


Fig. 7.2. Sisteme continue de măcinare și amestecare în tamburi rotativi, [2]

Pentru amestecarea solidelor cu cantități reduse de lichide se utilizează pe scară largă așa zisele **malaxoare**, utilaje ce solicită puteri instalate mari, organe active de amestecare foarte robuste și care prezintă de obicei capacități mici. Cel mai cunoscut tip de malaxor este betoniera utilizată în construcții. Principiul de operare este amestecarea solidului cu lichidul într-o cuvă de către organele active, brațele malaxorului. Uneori atât cuva cât și brațele au posibilitatea de rotire. Operarea acestora este de cele mai multe ori discontinuă. Ele sunt preferate în industria alimentară sau a compușilor polimerici.

Pentru operarea continuă sunt utilizate **extruderele** sau **transportoarele elicoidale**. Principiul de lucru este antrenarea materialului de-a lungul unui melc, (șnec), care se rotește într-o carcasă. Avantajele utilajului sunt construcție relativ simplă, mișcarea melcului este una continuă, la viteze mici, se operează fără șocuri sau vibrații, posibilitatea amestecării simultane cu transportul a unei game largi de materiale prin schimbarea geometriei melcului, posibilitatea reglării debitului prin modificarea vitezei de rotație. Dezavantajele sunt distanțele reduse de transport și uzura carcasei și a șnecului prin frecarea cu materialul solid.

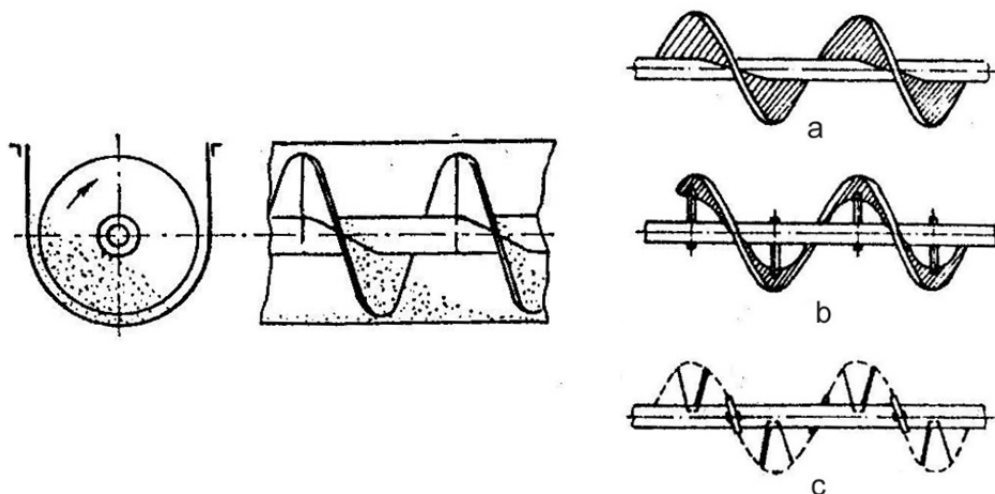


Fig. 7.3. Principiul de lucru al transportoarelor elicoidale, [8]

a) foaie continuă; b) bandă continuă; c) brațe individuale

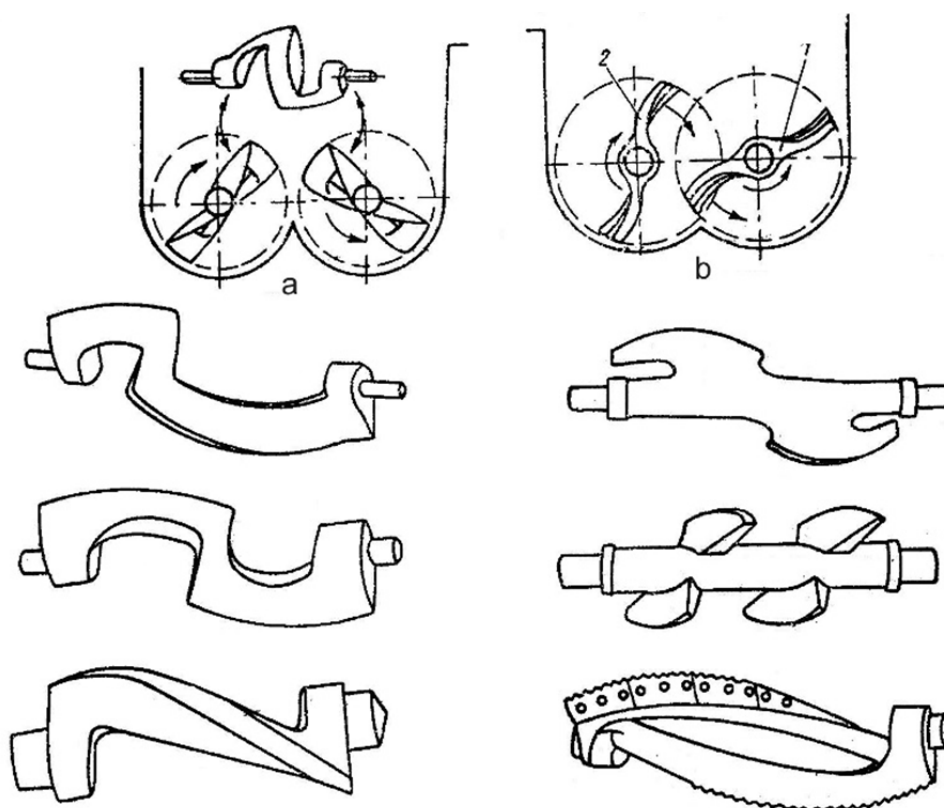


Fig. 7.4. Principiul de funcționare și tipuri de brațe pentru malaxoare, [18]

Pentru amestecarea solidelor staționare cu lichide sau gaze circulante cele mai simple și eficiente dispozitive sunt **coloanele cu umplutură**. Ele sunt recipiente cilindrici verticali, având un grătar la partea inferioară pe care este depus solidul, fluidul fiind trimis de obicei gravitațional și va circula printre spațiile libere dintre particulele solide. Procesul de contactare este semicontinuu și se practică asocierea în paralel a două sau mai multor turnuri. Sistemul este util în instalațiile de depoluare a debitelor reduse sau medii de materiale. Coloanele cu umplutură se mai utilizează în condiții de eficiență foarte bună pentru contactarea gazelor cu lichide în sisteme continue de operare sau pentru capacități, (debite), mari de producție. Pentru o operare eficientă a coloanelor trebuie respectate câteva reguli principale:

- alegerea debitelor și vitezelor fluidelor în conformitate cu diagramele de curgere bifazică prin umpluturi. În practică se obișnuiește operarea la 60–80 % din valoarea vitezei de înecare;
- diametrul umpluturii nestructurate și turnate în grămadă să fie de minimum 20 de ori mai mic decât al coloanei în care este introdusă, $20 \times d_{\text{umplutură}} \ll D_{\text{coloanei}}$;
- distribuirea cât mai uniformă a lichidului pe secțiunea coloanei. Se consideră că 50 de puncte de alimentare cu lichid pe metrul patrat de coloană asigură o udare uniformă;
- redistribuirea lichidului pe înălțimea coloanei. Prin montarea unor colectoare de lichid pe peretele coloanei la 1,5–2 [m] distanță între ele se combate „efectul de perete”, lichidul fiind readus în centrul coloanei.

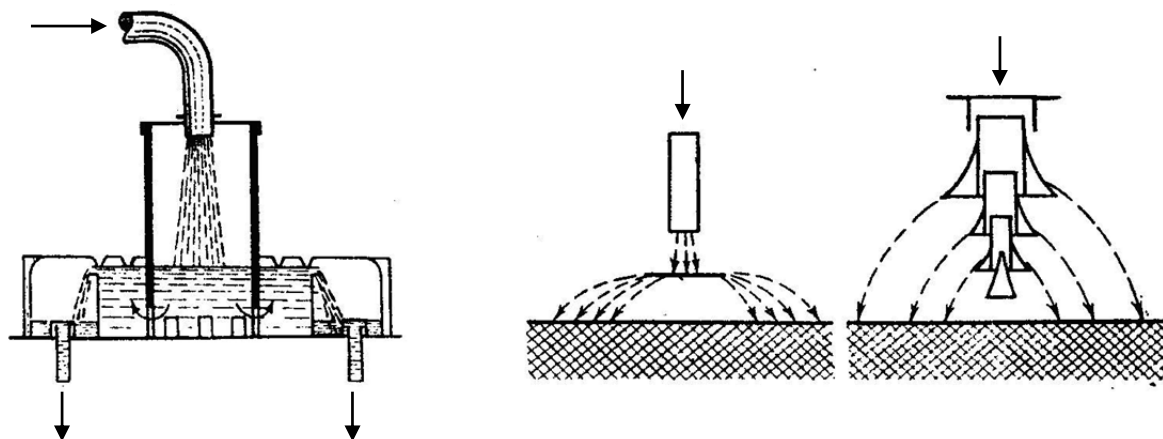


Fig. 7.5. Distribuitoare de lichid, [2, 8]

Amestecarea lichidelor cu cantități mici de solide, aducerea și menținerea în suspensie a solidelor, dizolvarea solidelor ușor sau greu solubile, amestecarea și încălzirea lichidelor între ele sunt procese care utilizează amestecătoarele obișnuite cu **brațe**, **elice** sau **turbină**. Aceste agitatoare lucrează la turații ridicate, 180–1000 [rpm], sunt cuplate la motor prin intermediul unor reductoare cu număr mic de trepte; generează un spectru de curgere tangențial, axial ascendent sau descendent în raport cu poziția unghiului de atac, sunt ușor de confecționat, montat și întreținut.

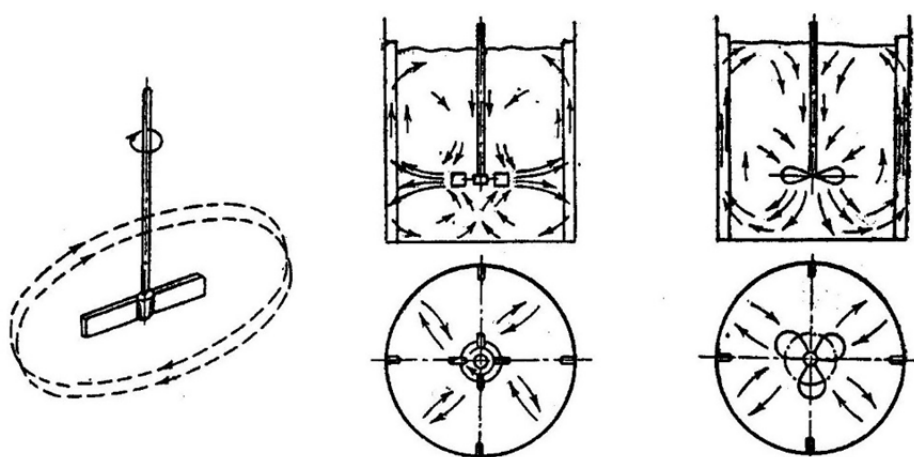


Fig. 7.6. Spectre de curgere generate de agitatoare, [2]

Sunt des folosite atunci când viscozitatea mediului este redusă. Dezavantajul lor îl constituie necesitatea unui studiu asupra spectrului de curgere generat în volumul vasului înainte de alegerea tipului de amestecător.

Amestecătoarele cu **elice**, Fig. 7.8., pot avea trei sau patru palete care sunt plasate la 120 sau 90 grade, fiecare paletă având un pas sau un unghi de atac de obicei 9, 11, 15, 18, 24 și 30 grade. Se caracterizează prin lungimea la care acest unghi de atac formează o rotație completă. Cu cât unghiul este mai mare, pasul este mai mic dar efectul de pompare este mai mare. Totodată crește puterea necesară și momentul de pornire este mai ridicat. Tot pentru lichide cu viscozitate scăzută sunt utile amestecătoarele tip **turbină**, Fig. 7.7., în construcție deschisă sau închisă într-un stator. Ele sunt formate dintr-o tijă pe care sunt plasate palete late drepte sau curbe. Ele lucrează la viteză ridicată 200–600 [rpm] și crează o turbulență puternică locală, un spectru de curgere radial și au o capacitate de pompare medie spre mare.

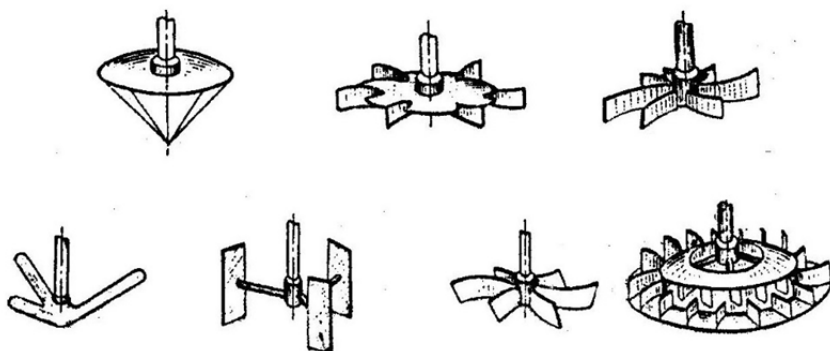


Fig. 7.7. Agitatoare tip turbină, [18]

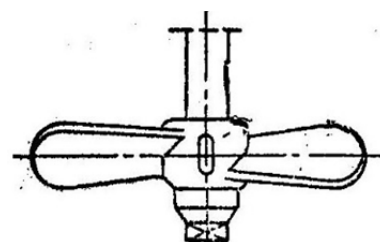


Fig. 7.8. Agitator tip elice, [2]

Amestecătoarele de tip **ancoră** lucrează la viteză de rotație redusă, 5–10 [rpm], prezintă o distanță foarte mică între perete și amestecător, dă rezultate foarte bune la amestecarea lichidelor vâscoase, care provoacă depuneri, cristalizează, precipită etc.

Pentru amestecarea lichid-lichid sau lichid-gaz direct în conducte sunt utilizate sistemele **injector-ejector** și **promotorii statici de turbulență**. Acestea se bazează pe utilizarea energiei fluxului de fluid pentru antrenarea materialului din imediata vecinătate sau dirijarea de către plăci deflectoare sau elemente special realizate pentru generarea unei turbulențe cât mai intense.

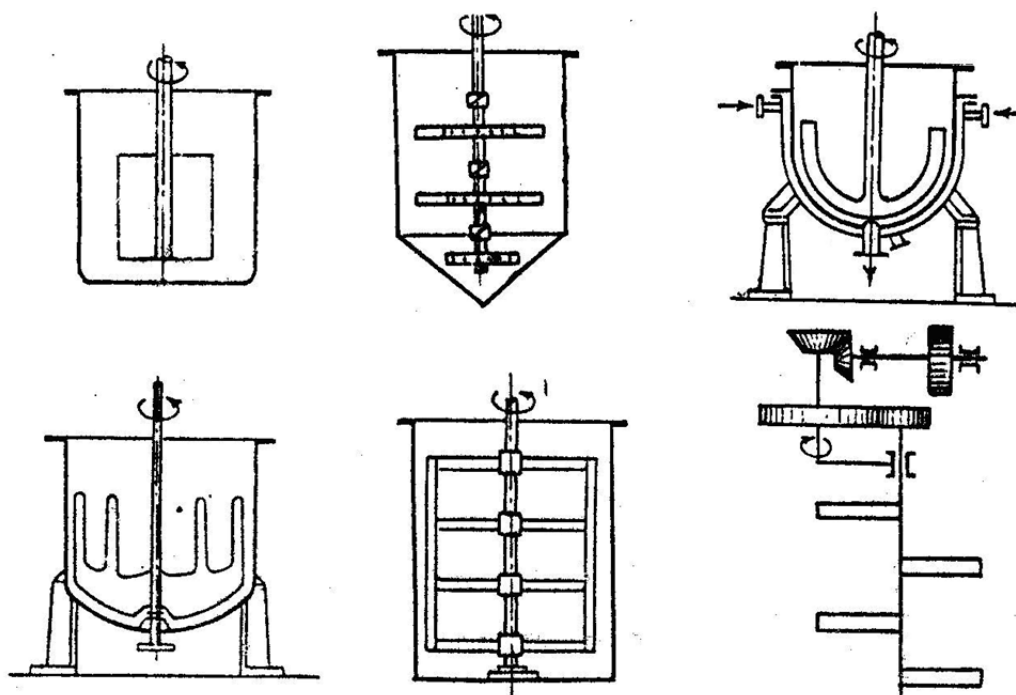


Fig. 7.9. Tipuri constructive de amestecătoare, [2, 8, 18]

a) lopată, (placă); b) cu brațe încrucișate etajate; c) ancoră; d) ancoră dublă; e) cadru cu brațe; f) planetar

Pentru amestecarea lichid-lichid uneori sunt utile și preferate pompele centrifuge, care transportă și recirculă amestecul în vase de stocare temporară sau sistemele de barbotare a gazelor sau aburului.

Amestecarea gazelor se realizează ușor și nu necesită de cele mai multe ori dispozitive speciale. Cele mai cunoscute sisteme sunt cele cu tub Venturi, Fig. 7.10. Injectorul este o conductă cu capăt conic ce are rolul de a obține la ieșire o viteză cât mai mare a jetului de fluid. Gazul care iese din conductă antrenează și se amestecă cu cel din apropiere, pe care îl transportă mai departe. Sudarea conductelor în „T” sau „Y”, în funcție de debitul gazelor respective, este o metodă simplă de amestecare a gazelor care au aceeași presiune.

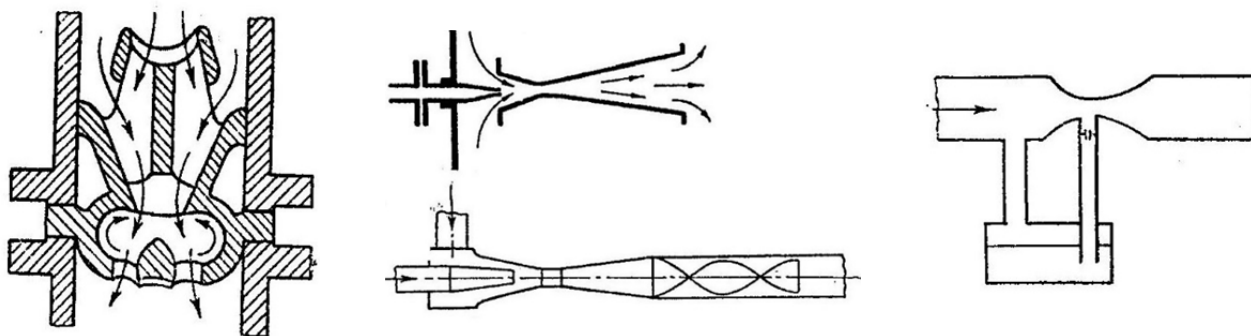


Fig. 7.10. Sisteme statice de amestecare, [18]

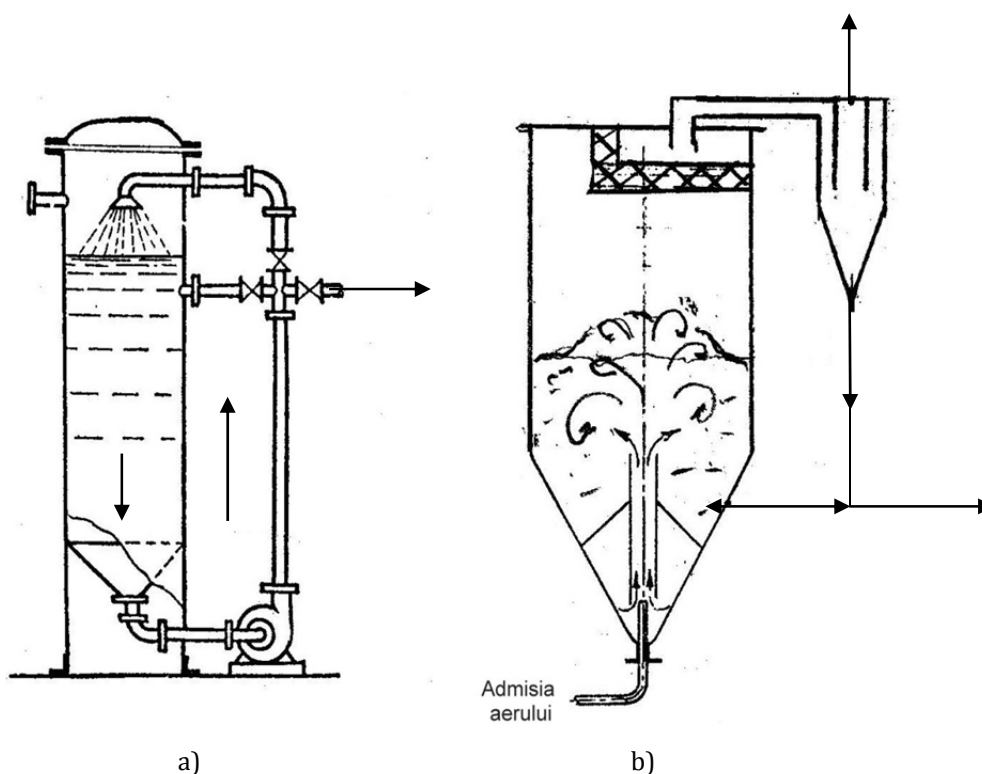


Fig. 7.11. Amestecare a) prin recirculare, [8], b) prin barbotare, [18]

Relații de calcul la amestecarea fluidelor

La amestecarea lichidelor sau a suspensiilor prin barbotarea aerului sau a gazelor, **presiunea** de injectare Δp_T , [Pa], se determină cu relația:

$$\Delta p_T = \left(1 + \lambda \cdot \frac{L}{d} + \sum \xi\right) \cdot \frac{\rho_g \cdot w_g^2}{2} + \rho_l \cdot g \cdot H_l \quad (1)$$

în care: λ este coeficientul de frecare gaz-conducta de injectare, [-];

L este lungimea conductei de alimentare cu aer sau gaz, [m];

d este diametrul interior al conductei, [m];

$\sum \xi$ este suma coeficienților de rezistență locală, [-];

ρ_g, ρ_l sunt densitățile gazului, respectiv lichidului amestecat, [Kg/m³];

w_g este viteza gazului în conductă, [m/s];

g este accelerația gravitațională, [m/s²];

H_l este înălțimea stratului de lichid amestecat, [m].

La valoarea presiunii astfel calculate, se mai adaugă un supliment de 3–5 [%].

Debitul de aer sau de gaze pe unitatea de suprafață care este necesar amestecării este:

- amestecare slabă sau puțin intensă: $0,25\text{--}0,40 \text{ [m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}]$;
- amestecare medie: $0,45\text{--}0,65 \text{ [m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}]$;
- amestecare intensă: $0,70\text{--}1,0 \text{ [m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}]$.

Pentru **amestecarea lichidelor sau a suspensiilor cu amestecătoare mecanice** pentru sisteme asemenea din punct de vedere geometric, (similitudine de formă și de dimensiune), se utilizează relația de asemănare:

$$K_N = \frac{c}{Re^m} \quad (2)$$

în care: c și m sunt constante caracteristice tipului de agitator și regim de amestecare prezentate în anexă;

K_N este criteriul Puterii sau criteriul Euler la amestecare:

$$K_N = \frac{P}{\rho_l \cdot n^3 \cdot d_{ag}^5}, \quad (3)$$

Re este criteriul Reynolds pentru amestecare:

$$Re = \frac{w_{ag} \cdot d_{ag} \cdot \rho_l}{\eta_l} = \frac{n \cdot d_{ag}^2 \cdot \rho_l}{\eta_l}. \quad (4)$$

Notățiile reprezintă următoarele mărimi:

P este puterea necesară creării turbulenței la amestecare, [W];

ρ_l este densitatea lichidului sau amestecului, [Kg/m^3];

η_l este viscozitatea lichidului sau amestecului, [$\text{Pa} \cdot \text{s}$];

n este turația amestecătorului, [rot/s];

d_{ag} este diametrul agitatorului, [m];

w_{ag} este viteza periferică a agitatorului: $w_{ag} = \pi \cdot n \cdot d_{ag}$, [m/s].

Puterea necesară pentru crearea turbulenței la amestecarea materialelor fluide se mai poate determina din diagrama de dependență $K_N = f(Re)$, prezentată mai jos.

Intensitatea amestecării este determinată de cifra Reynolds, Re .

$Re < 50$ regim laminar de amestecare, $Re > 50$ regim turbulent de amestecare

Similitudinea la amestecarea lichidelor și suspensiilor trebuie să ia în considerare atât geometria vasului și a amestecătorului cât și rapoartele dintre mărimile acestora, adică: H/D , H/d , H/h , D/d , D/h , d/h etc.

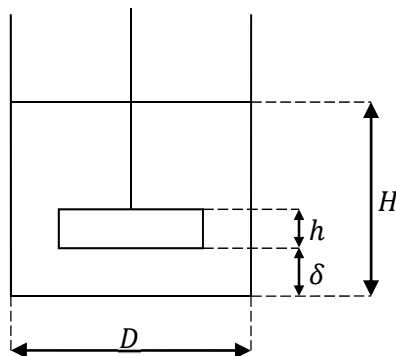
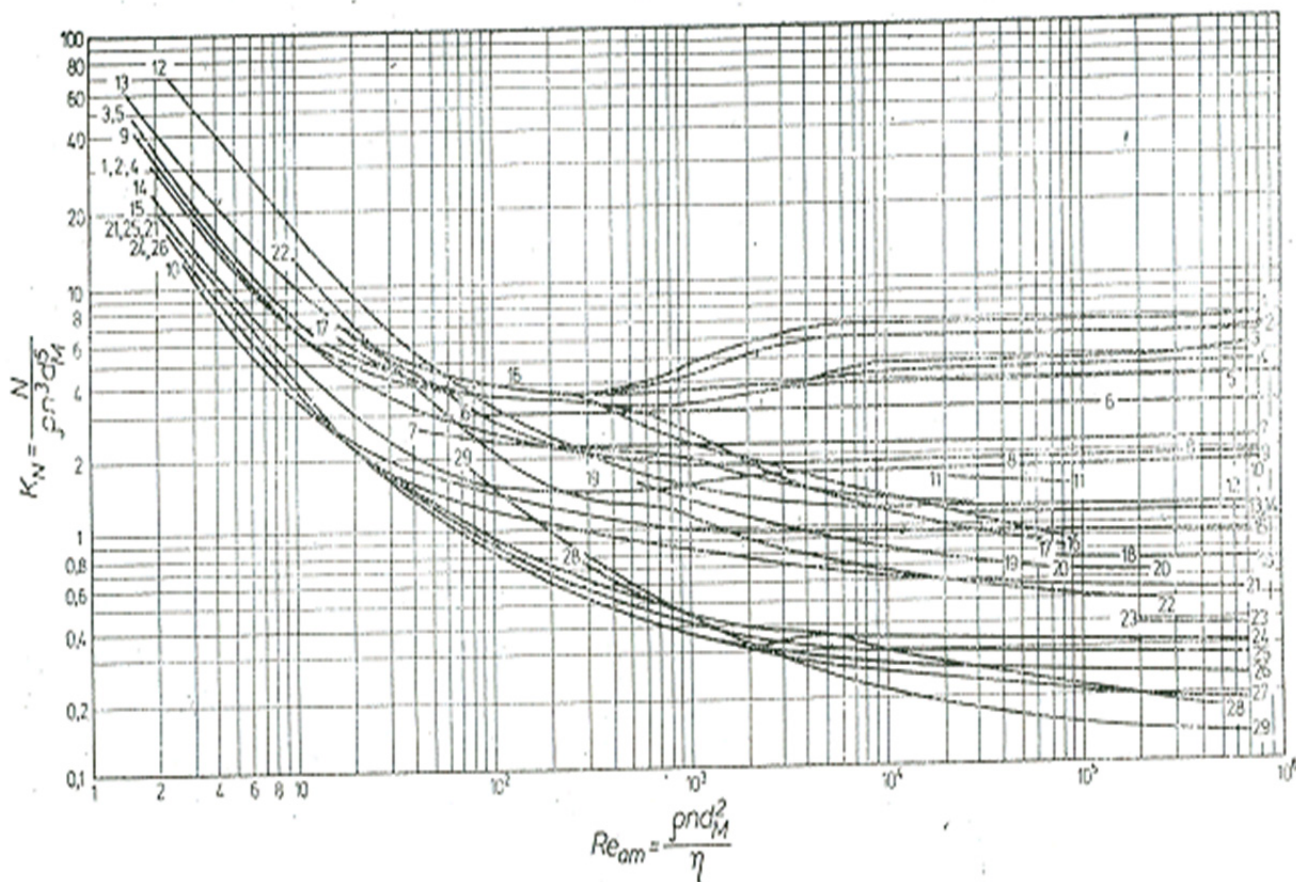


Fig. 7.12. Schema și notațiile unui vas cu amestecător

Pentru ridicarea la scară a vaselor cu amestecare se utilizează în principal variantele:

- gradul de turbulență identic, ceea ce conduce la relația: $Re_{\text{model}} = Re_{\text{prototip}}$, soluție adoptată în cazul transferului termic, (încălzirea și răcirea lichidelor), dizolvarea solidelor, menținerea corpurilor în suspensie;
- putere de amestecare identică pe unitatea de volum, $P_{\text{model}}/m^3 = P_{\text{prototip}}/m^3$, cale acceptată pentru cazul amestecării materialelor vâscoase, a pastelor, amestecurilor solid-lichid, a nămolurilor;
- similitudine parțială, recomandată pentru sistemele fermentative, cazul fluidelor nenewtoniene, reacții generatoare de gaze etc.

Fig. 7.12. Diagrama de corelare $K_N - Re$, [4]

Alte sisteme de contactare a materialelor

În cazul în care printr-o coloană sau conductă solidul granular coboară într-o mișcare lentă în contracurent cu produsul lichid sau gazos, sistemul se numește **strat mobil**. Contactarea materialelor este foarte bună, la fel gradul de utilizare al solidului, a cărui timp de staționare în aparat poate fi reglat în raport cu necesitățile. Faza fluidă, ca și cea solidă, se poate recircula până la atingerea parametrilor impuși, astfel încât randamentul de reacție și eficiența finală a contactării sunt maxime. Dezavantajul sistemului este legat de costurile ridicate solicitate pentru aparatura propriu-zisă, de sistemele anexe de măsură și control precum și de funcționarea acestora. Sistemele sunt utilizate la depoluarea avansată a efluenților lichizi sau gazoși.

Stratul fluidizat a fost utilizat de Winkler încă din 1923 la scară pilot pentru gazeificarea cărbunilor, iar aplicarea pe scară industrială a început din 1932. Principiul este următorul: pe sub un strat de material solid granular depus pe o sită intră agentul de fluidizare, gaz sau lichid. Când presiunea dinamică a fluidului echilibrează greutatea stratului de particule, acestea intră într-o stare de mișcare dezordonată, de agitație, datorită frecărilor și interacțiunilor dintre ele și fluid.

Fenomenologia procesului depinde în special de viteza gazului. Pentru comoditate se utilizează termenul de **viteză fictivă**, adică debitul raportat la secțiunea aparatului considerat gol. Acest mod de exprimare elimină dificultatea determinării vitezei reale a fluidului în spațiul cu dimensiuni variabile dintre particulele solide. În lipsa curgerii agentului de fluidizare, stratul de granule este fix, particulele așezându-se cât mai compact datorită echilibrului natural. La viteze mici, agentul de fluidizare se strecoară prin spațiile goale din particule, fără a deranja poziția lor. Fenomenul este asemănător străbaterii unei umpluturi de către un fluid sau a parcurgerii de către un lichid a unui mediu poros. Acest domeniu de viteze a agentului de fluidizare se numește **domeniu de filtrare**, (1), Fig. 7.13.

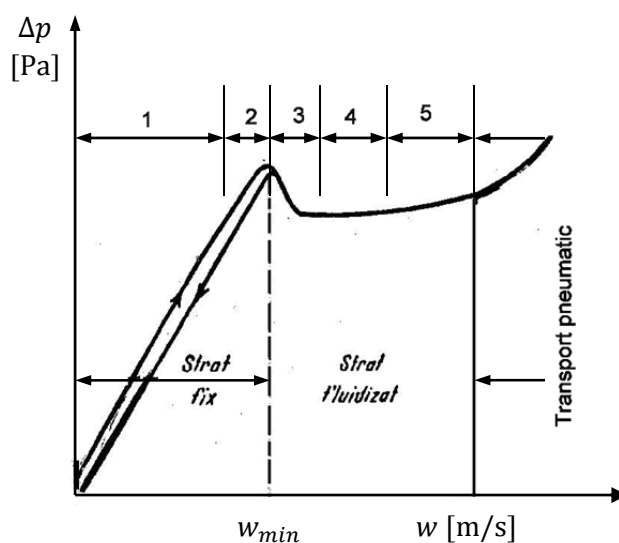


Fig. 7.13. Diagrama de fluidizare $\Delta p - w_f$, [2]

Mărindu-se viteza agentului de fluidizare, (debitul și implicit presiunea dinamică), acesta îmbracă particulele cu un strat de fluid cu rol „lubrifian”, iar cele mai mici particule intră într-o stare de vibrație plutind pe curentul fluid. Acest lucru se observă bine la partea superioară a stratului de solid. Învăluirea particulelor cu un film fluid, face ca frecarea dintre particule să se reducă, acestea tinzând la un aranjament mai afânat, care să ofere o rezistență cât mai redusă la trecerea fluidului. Afânarea stratului are drept urmare creșterea în volum a stratului, **expandarea** sa, (2). La expandare maximă particulele se sprijină unele de celelalte doar prin intermediul filmului iluzoriu de fluid, echilibrul lor fiind instabil, așa încât o mică majorare a vitezei sau debitului duce la mobilizarea întregului strat, fluidul trecând ușor printre particule. Particulele devin astfel independente în mișcarea lor, întregul

strat luând aspectul unui fluid. Datorită mișcărilor și rearanjărilor particulelor din strat, se produc segregări a materialului, acest fenomen fiind nestabil. Este domeniul **fluidizării incipiente**, (3), iar viteza fluidului în acest moment se numește viteză critică sau minimă de fluidizare, w_{min} fiind viteza fluidului se atinge domeniul **fluidizării liniștite**, (4), caracterizată vizual de existența unei circulații a particulelor în sens ascendent la centru și în sens descendent în zona de contact cu peretele și de o suprafață netă de delimitare a solidului de fluidul de deasupra sa.

Crescând în continuare debitul sau viteza agentului de fluidizare, circulația granulelor se intensifică foarte mult, stratul de solid nu mai este net separat de fluidul de deasupra, apar zone cu bule de fluid care circulă în masa stratului fie orizontal, pistonări, fie vertical, canalizări, curgeri preferențiale și porțiuni cu material solid relativ stagnant, intensitatea mișcării generale crește, la fel volumul total al stratului, acesta luând aspectul unui lichid în fierbere. Este domeniul **fluidizării turbulente**, (5). La o creștere și mai mare a vitezei fluidului, se observă o turbulență din ce în ce mai crescută, suprafața de separare dintre strat și fluid devine difuză din cauza faptului că particulele mai mici pot fi antrenate din strat și transportate simultan cu curentul de fluid, acesta fiind domeniul **transportului hidraulic**, (6). Reducând debitul de fluid, (viteza), fenomenele se petrec în sens invers, adică de la fluidizarea turbulentă spre cea liniștită, incipientă apoi compactarea stratului. Volumul de solid nu ajunge imediat la nivelul inițial datorită eliminării treptate a fluidului dintre particule și a rearanjării granulelor. Vibrațiile sau șocurile grăbesc desorbția și așezarea particulelor în poziția de echilibru minim. Spațiile mai mari dintre granule conduc la o pierdere de presiune mai mică, apărând astfel fenomenul de **histereză** al fluidizării.

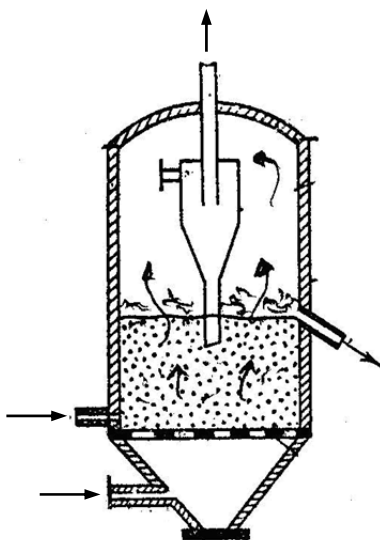


Fig. 7.14. Schema unui aparat de fluidizare, [2]

Datorită caracteristicilor de fluid ale amestecului solid granular-agent de fluidizare, ansamblul se comportă ca atare, deci are densitate și viscozitate proprie, exercită presiune hidrostatică, curge, își menține suprafața orizontală etc. Fluidizarea este utilizată pe scară largă tocmai datorită acestor caracteristici de fluid a amestecului, proprietăți care generează intensități mari a proceselor, omogenitate ridicată la scară globală, pierderi reduse de presiune, manevrare comodă a materialelor, posibilitatea de a opera continuu sau semicontinuu, contactare intimă între două sau chiar trei faze, comoditatea de recirculare atât a solidului cât și a fluidului, posibilități de automatizare și control simple. Dintre dezavantaje se numără energie mare consumată la mărunțirea solidelor și vehicularea gazelor, apariția prafului în fluxul de evacuare, ceea ce solicită sisteme de separare ulterioară.

În cazul fluidizării **trifazice**, stratul de solid este parcurs concomitent atât de un lichid, cât și de un gaz. Avantajele sunt legate de contactarea foarte bună a materialelor indiferent de raportul cantitativ dintre acestea, dezavantajul este dat de complexitatea aparaturii și a sistemelor anexe. **Viteza minimă de fluidizare** se poate determina fie cu relația lui Rowe, cu alte relații criteriale sau din diagrame specifice, [19, 20], vezi și Fig. 8.15.

$$w_{min} = 8,1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f}, \quad (5)$$

$$Re_{cr} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}}, \quad (6)$$

$$Re_{cr} = \frac{w_{min} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}, \quad (7)$$

$$Ar = \frac{d_s^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}, \quad (8)$$

unde indicii s și f sunt pentru solid și fluid, d_s fiind diametrul granulei, [m], ρ este densitatea, [Kg/m³], η viscozitatea dinamică [Pa · s], iar g accelerația gravitațională [m/s²]. Pentru criteriul Reynolds, Re, se utilizează **viteza fictivă** a fluidului, w_f , care se calculează prin raportarea debitului volumic al fluidului la secțiunea considerată „goală” a aparatului, (coloanei):

$$w_f = \frac{Q_v}{S}. \quad (9)$$

În practică se utilizează pentru operare viteze de fluidizare ceva mai mari decât cea minimă, pentru a avea o funcționare stabilă a instalației. Raportul dintre viteza practică de lucru și cea minimă se numește **indice de fluidizare**:

$$K_w = \frac{w}{w_{min}}. \quad (10)$$

Pierdere totală de presiune în stratul fluidizat (ΔP_{st}) se compune din: Δp_1 , pierdere de presiune datorită frecării fluid – particule; Δp_2 , pierdere de presiune datorită frecării gazului de pereții vasului; Δp_3 , pierdere de presiune datorate frecării granulelor cu pereții vasului și datorită ciocnirilor dintre ele:

$$\Delta P_{st} = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3. \quad (11)$$

Δp_2 se poate neglija la $D/H \leq 10$;

Δp_3 se poate neglija la $Re < 10$; adică atunci când agitația particulelor este redusă;

D este diametrul coloanei, [m];

H este înălțimea stratului fix, [m].

În timpul fluidizării, ΔP_{st} este aproximativ egală cu presiunea hidrostatică a stratului fluidizat, practic, pierdere de presiune echilibrează greutatea stratului:

$$\Delta P_{st} = (1 - \varepsilon_w) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot h_{wg}, \quad (12)$$

în care: ε_w este porozitatea stratului la viteza w de fluidizare, [-];

h_w este înălțimea stratului fluidizat la viteza w , [m];

ε_0 este porozitatea stratului la viteză nulă, (porozitatea stratului fix), dată de relația:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_0 - V_s}{V_0} = \frac{V_0 - \frac{M}{\rho_s}}{V_0} = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho_s}, \quad (13)$$

în care: M este masa materialului granular, [kg];

V_0 este volumul stratului de granule la viteză nulă, [m³];

ρ_{sf} este densitatea stratului fluidizat, [Kg/m³];

ρ_{gr} este densitatea în grămadă a stratului granular, (densitatea aparentă), [Kg/m³].

$$\rho_{gr} = \frac{M}{V_0} [\text{Kg/m}^3] \quad (14)$$

$$\rho_{sf} = \frac{M_{sf}}{V_{sf}} = \rho_{gr} \cdot \left(\frac{H_0}{H_{sf}} \right) \quad (15)$$

Pierdere de presiune a fluidului care trece prin stratul fluidizat se determină cu relația:

$$\Delta p_{sf} = (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot H_{sf} = (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot H_0, \quad (16)$$

unde H_0 și H_{sf} sunt înălțimile stratului fix și fluidizat, ε_0 și ε fiind porozitatea stratului fix respectiv fluidizat. Relația de legătură între ele este:

$$H = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \cdot H_0. \quad (17)$$

Porozitatea stratului fluidizat poate fi calculată cu relația:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot \text{Re} + 0,36 \cdot \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21}, \quad (18), \quad \text{sau din diagramele de corelare a criteriilor Liascenko și}$$

Arhimede. **Viteza reală** a fluidului în strat se determină cu relația: $w = \frac{w_f}{\varepsilon}$. Viteza curentului de fluid la care particulele din strat trec în stare de suspensie și sunt evacuate din aparat se numește **viteză de antrenare**, w_{antr} . Ea corespunde începutului de distrugere a stratului fluidizat prin pierderea solidului monodispers. În diagrama Li-Ar, Fig. 8.15., această viteză corespunde situației $\varepsilon=1$. Ea se mai poate determina cu relația:

$$\text{Re}_{antr} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{\text{Ar}}}, \quad (19), \quad \text{Re}_{antr} = \frac{w_{antr} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}, \quad (20).$$

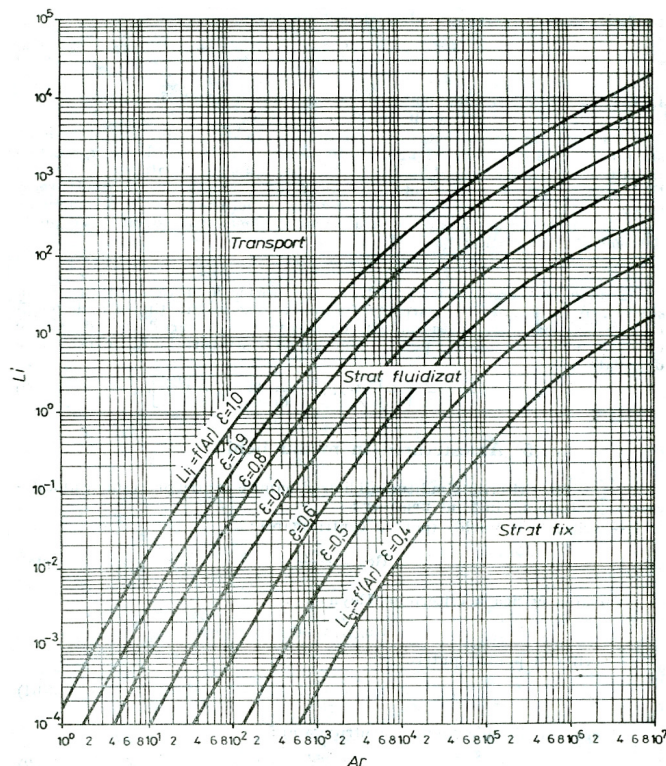


Fig. 7.15. Diagrama de corelare $Li = f(Ar)$ la fluidizare, [5]

Pentru particule cu formă oarecare se admite că:

$$d_{ech} = \Phi \cdot d_{sf} [5],$$

unde:

$$\Phi = \sqrt{0,207 \cdot \frac{S}{V^{2/3}}}; \quad d_{sf} = 1,24 \cdot \sqrt[3]{V},$$

- V este volumul particulei, $[m^3]$, - S este suprafața particulei, $[m^2]$.

Pentru sistemele polidisperse, diametrul echivalent se determină cu relația:

$$d_{ech} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{d_i}},$$

unde: n este numărul de fracții, $[-]$;

d_i este dimensiunea medie a sitei pentru fracția i , $[m]$ (media dintre dimensiunile sitelor succesive);

x_i este masa fracției i , în părți în greutate.

Durata medie de staționare, τ_0 , a particulelor în stratul monodispers este:

$$\tau_0 = \frac{M}{L},$$

unde M este masa solidului din strat, $[kg]$ și L este debitul de solid, $[kg/s]$.

Fracția x de particule care au timpul de staționare egal sau mai mare decât τ este:

$$x = e^{-\frac{\tau}{\tau_0}}.$$

Pentru aparatele cu n straturi în serie:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0} \right)^2 + \dots + \frac{1}{(n-1)!} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-1} \right] \cdot e^{-\frac{\tau}{\tau_0}}.$$

8. Flotația

Termenul de flotație derivă de la verbul francez „flotter” ce înseamnă a pluti. Flotația este un procedeu tehnic prin care particule solide sau picături de lichide sunt antrenate și ridicate la suprafața unei dispersii lichide prin intermediul unor bule de gaz sau de aer. Ca mod de lucru, amestecul inițial format din dispersia apoasă ce conține materialul solid fin divizat sau emulsia este amestecat cu bule fine de gaz. Acestea aderă la interfața solid-lichid sau lichid-lichid a particulelor și prin micșorarea greutateii lor aparente le ridică la suprafața amestecului sub formă de spumă, care se colectează și se prelucrează în continuare. Particulele cu greutate aparentă mai mare decât a amestecului dispers vor cădea la fundul recipientului, de unde pot fi colectate și evacuate separat.

Principiul de operare se bazează pe modificarea energiei potențiale globale a sistemului acționând asupra unor componenți ai amestecului. Prin generarea bulelor de gaz în amestecul dispers apare o creștere importantă a interfeței lichid-gaz, fapt care duce la o creștere a energiei interfaciale totale. Cantitatea de energie a sistemului este dată de produsul dintre suprafața generată și tensiunea superficială a interfeței. Cum toate sistemele naturale tind spre o poziție energetică minimă, sistemul spumat format din solid, lichid și gaz nu este stabil din cauza energiei suplimentare introdusă în sistem de către aerul insuflat. Stabilizarea sistemului se poate face prin reducerea energiei globale a amestecului de flotație și poate fi efectuată prin acționarea asupra componenților sistemului. Aceștia sunt: cantitatea și compoziția fazei apoase, textura și dimensiunile solidului, cantitatea și finețea distribuției gazului. Uzual se acționează asupra tensiunii interfaciale prin adăugarea de agenți tensioactivi, spumanți sau detergenți, care scad tensiunea interfacială, regulatori de pH și diverse săruri care măresc tăria ionică a amestecului, dar și prin generarea unei populații de bule de gaz mai fine și uniforme sau reducerea cât mai mult a dimensiunilor particulelor solide.

Aderarea bulelor de gaz la suprafața solidului din masa de lichid este dependentă de umectabilitatea solidului, adică de capacitatea celor două materiale compacte să se acopere reciproc, fenomen generat de interacțiunile forțelor moleculare de la interfața sistemului solid-lichid-gaz. Întotdeauna în cazul flotației există trei tipuri de interfețe, s-l, s-g, l-g, fiecare cu caracteristicile sale specifice. Forțele intermoleculare din cadrul unei faze mențin coeziunea acesteia. La contactul cu o altă fază, apar influențe reciproce între moleculele celor două faze care se manifestă la limita dintre cele două medii. În cadrul unei interfețe, tensiunea superficială este dată de tăria interacțiunilor dintre moleculele celor două medii în contact. Rezultanta forțelor intermoleculare manifestate la interfețe generează umectabilitatea solidului. Gradul de umectabilitate se exprimă cantitativ prin valoarea unghiului de udare, θ , unghi format între planul solidului și interfața lichidă, în interiorul lichidului. Echilibrul forțelor intermoleculare care apar la limita de contact solid-lichid-gaz poate fi redată prin relația Young:

$$\gamma_{s-g} - \gamma_{s-l} = \gamma_{l-g} \cdot \sin \theta ;$$

în care γ este tensiunea interfacială, [N/m], dintre fazele amestecului.

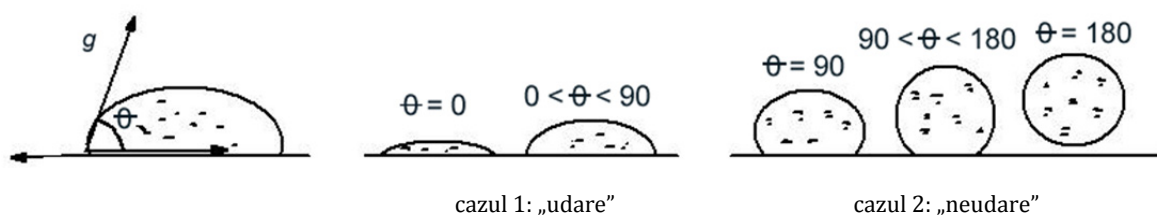


Fig. 8.1. Unghiul de udare al materialelor

1. Când lichidul udă solidul, unghiul de contact tinde la 0° , lichidul întinzându-se pe suprafața solidului într-un strat subțire. Este cazul solidelor cu energie internă mare, între moleculele căruia și cele ale lichidului există legături puternice. Exemplele practice sunt: apă-silicați, apă-metale curate, apă-oxizi metalici; apă-celuloză, apă-proteine.
2. Când lichidul nu udă solidul, unghiul de contact este maxim și tinde la 180° . Este cazul interacțiunilor slabe dintre moleculele solidului și ale lichidului, de exemplu: apă-parafină; apă-grăsimi solide; apă-polimeri hidrocarbonați; mercur-sticlă.

Majoritatea cazurilor practice și de interes tehnic sunt cuprinse între aceste limite extreme. De regulă, materialele ce sunt asemănătoare din punct de vedere chimico-structural se udă reciproc în mare măsură, cele de natură foarte diferită se udă prost. Gradul de umectabilitate este în final rezultatul structurii fizico-chimice a constituției moleculare. Unghiul de udare se determină prin măsurători de laborator și depinde puternic de compoziția fazelor luate în discuție. De aceea se recomandă utilizarea de fiecare dată a valorilor unghiului de udare măsurat experimental, estimările sau evaluările având un grad mare de incertitudine.

În studiul ingineriei mediului, faza gazoasă este de obicei aerul atmosferic, dar în cazuri particulare apar pe lângă aer gazele de descompunere a materialelor organice, gaze de neutralizare a unor noxe sau oxigenul insuflat în vederea accelerării unor procese biologice de epurare. Faza lichidă este aproape exclusiv apa sau soluții extrem de diluate de săruri. De obicei solidele sunt de natură silicatică, proteică sau hidrocarbonată, uneori solidele fiind produșii de denocivizare ai fluxurilor de evacuare. Pentru cazul flotației, un grad redus de umectabilitate, adică lipsa de contact între solid și lichid generează o aderență bună a bulelor de gaz de partea solidă, deci un transport sigur a particulelor solide înspre suprafață. Udarea solidului de către lichid conduce la sedimentarea sa.

Modificarea gradului de umectabilitate se poate realiza prin adăugarea de materiale care se adsorb la interfața solid-lichid și schimbă energia interfacială. Din punct de vedere tehnic acești aditivi sunt clasificați în trei categorii:

- 1) spumantă;
- 2) colectori;
- 3) modificatori:
 - a) activatori;
 - b) depresanți;
 - c) regulatori de pH;
 - d) floculanți sau agenți de dispersie.

Spumantii sunt agenți activi de suprafață sau tensioactivi și au rolul de a menține spuma generată de bulele de aer cât mai stabilă, astfel ca ea să poată fi colectată, manipulată și prelucrată ulterior. Totodată, spuma trebuie să poată a fi distrusă în momentul prelucrării ulterioare, acest fapt solicitând și preț scăzut pentru materialele spumante, dar și o toxicitate cât mai redusă. Accesibilitatea și biocompatibilitatea sunt alte calități necesare tensioactivilor, aceștia intrând în cantitățile cele mai mari ca aditivi la flotație. Aceste materiale tensioactive conțin în structura moleculei o parte hidrofobă și una hidrofilă, adică sunt sisteme amfifile. Ele sunt notate sub forma unui cerculeț ce reprezintă partea hidrofilă, continuată de o linie care indică partea hidrocarbonată. Moleculele amfifile au proprietăți speciale datorită prezenței în moleculă a părților cu caracteristici foarte diferite. Cea mai importantă proprietate este afinitatea specifică față de materialele hidrofile sau hidrofobe și anume: molecula amfifilă se atașează de un alt material cu partea cu care seamănă cel mai mult. Comportarea moleculelor amfifile față de apă se manifestă astfel:

– partea hidrofilă a moleculelor va fi atrasă de apă și tinde să se înglobeze în masa de apă datorită forțelor de interacțiune dintre OH-ul apei și grupele polare ale amfifilului;

– restul moleculei agentului tensioactiv, care este hidrofobă, nu are afinitate față de apă și se ordonează la suprafața ei. Dacă numărul de molecule tensioactive este suficient de mare, întreaga suprafață liberă a lichidului se va acoperi cu un strat de molecule amfile aranjate cu partea hidrofilă înspre faza apoasă și cu partea hidrofobă înspre exterior. Rezultă un singur strat de molecule de amfil plasate ordonat la suprafața apei, de aceea acest aranjament se mai numește **monostrat** sau **strat monomolecular**. Dacă se continuă creșterea concentrației de amfil din apă, moleculele acestuia se vor atașa între ele prin părțile de aceeași natură formând **multistraturi**. Dispersarea moleculelor amfile în masa de lichid conduce la formarea de **micele**, structuri ordonate de molecule amfile de formă sferică plasate cu partea hidrofilă spre lichidul polar. Mărimea micelilor depinde de structura amfifilului care este dată de natura chimică a părții hidrofile și părții hidrofobe precum și de concentrația acestuia. Datorită faptului că în interiorul micelilor există un spațiu hidrofob și în exterior o parte hidrofilă, dacă pe lângă amfil există un material hidrofob, acesta este atras preferențial din masa de apă în interiorul micelii. Substanțele amfile sunt în general materiale greu solubile în apă. Solubilitatea lor depinde de masa moleculară și crește foarte puțin cu temperatura, până în momentul în care începe formarea micelilor; după care solubilitatea crește brusc. Tensiunea superficială a lichidului scade cu creșterea concentrației amfifilului până la concentrația critică micelară, după care se menține practic constantă.

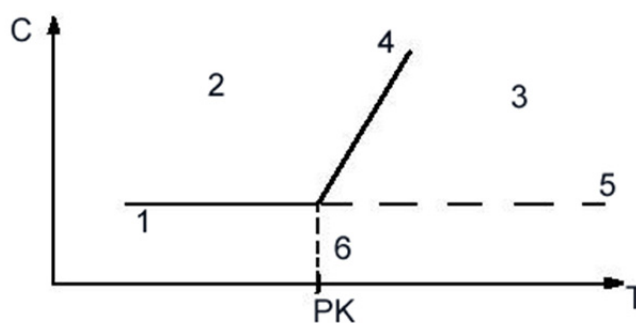


Fig. 8.2. Solubilitatea tensioactivelor în funcție de temperatură

1 – domeniul fazei condensate solidă sau lichidă; 2 – domeniul soluției „ionice”; 3 – domeniul „soluțiilor” micelare;
4 – curba de solubilitate; 5 – curba concentrației critice micelare, CCM; 6 – punctul Krafft, PK

În funcție de structura lor chimică generală, [21], de sarcina electrică a părții hidrofile tensioactivele sunt grupate în trei mari clase:

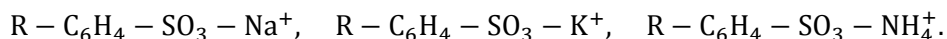
- I. Materiale amfile anionice;
- II. Materiale amfile cationice;
- III. Materiale amfile neionice.

Cei mai cunoscuți **agenți anionici** sunt:

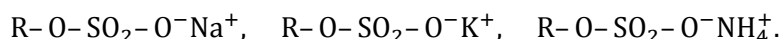
- sărurile metalelor alcaline a acizilor grași, materiale numite popular săpunuri:



- sărurile metalelor alcaline a acizilor alchil/arilsulfonici, de exemplu alchil-benzen sulfonați de sodiu, potasiu sau amoniu:



- sărurile de sodiu, potasiu sau amoniu ale alcoolilor sulfatați:

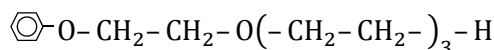


Grupările funcționale $-\text{SO}_3^-$, $-\text{O}-\text{SO}_3^-$, $-\text{COO}^-$ sunt printre cele mai hidrofile.

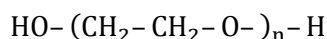
Agentii cationici provin în special de la sărurile cuaternare de amoniu alifatic sau și aromatice: $\text{R}(\text{CH}_3)_3\text{N}^+\text{Cl}^-$, sau de tip $\text{R}_3\text{Ar}-\text{N}^+\text{C}$;

Agentii neionici cei mai importanți sunt polietilenoxizii și derivații lor, esterii glucozei și mono- și diesteri ai glicerinei:

- fenol-tetraetoxilat:



- polietilenoxid:



De natura și structura chimică a părților hidrofile și hidrofobe depind și proprietățile acestor materiale. Pentru evaluarea cantitativă și calitativă a acestor amfifili s-a introdus noțiunea de **HLB**, (hidrofobic-hidrofilic balance). În mod uzual HLB are valori cuprinse între 3 și 38 și se calculează din contribuțiile de grup pentru fiecare tip de atom din moleculă, [21]:

$$\text{HLB} = \sum (\text{gr. hidrofile}) - \sum (\text{gr. hidrofobe}) + 7.$$

Grupări hidrofile		Grupări hidrofobe	
gruparea sulfat de sodiu Na^+SO_4^-	38,7	$-\text{CH} =$	0,475
gruparea potasiu $\text{K}^+\text{OOC}-$	21,1	$-\text{CH}_2-$	0,475
gruparea sodiu $\text{Na}^+\text{OOC}-$	19,1	$-\text{CH}_3$	0,475
gruparea sulfonică $\text{Na}^+\text{O}_3\text{S}-$	11,0	$=\text{C} =$	0,475
azotul cuaternar $\equiv \text{N}^+$	9,4	$-\text{CF}_2-$	0,870
gruparea esterică $\text{R}_2-(\text{COO})-\text{R}_1$	2,4		
gruparea acidă $-\text{COOH}$	2,1		
$\text{HO}-$	1,9		
oxigenul din eteri $-\text{O}-$	1,3		
$-\text{OH}$ din sorbitani	0,5		

Dacă valoarea *HLB* este cuprinsă între 3 și 6, amfifilii se folosesc drept emulgatori A/U (generare de emulsii de tipul „apă în ulei”);

- la valori cuprinse între 7 și 9 amfifilii se folosesc ca agenți de udare sau de înmuiere;
- la valori cuprinse între 8 și 15 amfifilii se folosesc ca emulgatori de tip U/A;
- la valori cuprinse între 13 și 15 amfifilii se folosesc ca detergenți;
- la valori cuprinse între 15–18 amfifilii se folosesc ca solubilizatori.

Colectorii, numiți și **promotori** sunt alți aditivi de bază în flotație. Ei sunt de asemenea materiale tensioactive, dar rolul lor este de a asigura un strat monomolecular pe suprafața particulelor solide, astfel ca bulele de aer, (gaz), să se atașeze cât mai strâns de acestea. Acțiunea acestora depinde de natura materialelor flotante, astfel că unii dintre colectori se atașează prin legături chimice de suprafața solidului, alții fiind legați prin forțe electrostatice de solid. Colectorii formează o „punte” între bulele de aer și particulele flotante. Cu cât această „punte” este mai rezistentă, legătura bulă-solid este mai stabilă, iar timpul de viață al agregatului este mai lung, stabilitatea spumei crește și se pot aplica forțe mai mari pentru vehicularea fluxurilor de materiale, pentru îndepărtarea spumei și a sedimentului sau pentru a menține starea staționară a sistemului. Legarea prin forțe de natură chimică este specifică particulelor de minereuri polimetalice, drept colectori fiind folosiți xantații, ditiofosfații, xantogenații

sau tiocarbamații. Cantitățile foarte reduse de materiale folosite, de ordinul 0,02–1 [kg/tonă solid] și faptul că cea mai mare parte a acestora rămâne legată chimic de suprafața solidului și se îndepărtează cu acesta face ca în efluentul lichid aceștia să apară în cantități extrem de reduse, fără a crea o poluare suplimentară prin adăusul de reactivi. Forțele de atracție electrostatice apar de obicei între materialele de tip silicatic și oxidic: cuarț, caolinit, hematit, montmorilonit și materialele de tip aminic, sulfati, sulfonați, acizi grași sau săruri ale acestora. Aceste forțe apar din cauza preluării de către interfața solidă a unor ioni din mediul fluid, iar pentru compensarea sarcinii electrice, din soluție se adsorb la suprafață alte materiale cu încărcare electrică de semn contrar solidului. Acțiunea acestora este legată de prezența dublului strat electric, deci există o dependență puternică între eficiența lor și tăria ionică, pH-ul și compoziția soluției.

Modificatorii sunt materiale de adăus destinate reglării selectivității de flotație care acționează asupra unor parametri specifici și în mod caracteristic.

Activatorii sunt destinați a reacționa cu puncte active de pe suprafața solidului în vederea creșterii eficienței colectorilor. Ei sunt de obicei săruri care precipită pe suprafața solidului creând puncte suplimentare de legare chimică între solid și colector.

Regulatorii de pH sunt de regulă acizi sau baze tari care asigură mediul chimic optim din soluție pentru activitatea tuturor celorlalți aditivi.

Depresanții sunt materiale care inhibă acțiunea activatorilor prin reacția preferențială cu aceștia sau cu punctele active de pe suprafața solidului. De exemplu pentru flotația minereurilor sau particulelor ce conțin sulfuri metalice ionii OH^- , CN^- sau SH^- au acțiunea cea mai puternică. Pentru materialele silicatic se pot utiliza diverse tipuri de polizaharide, (dextrine, gume, hidrolizate de amidon), sau silicat de sodiu. Tot în calitate de depresanți pot acționa materiale care îndepărtează colectorii de pe suprafața solidului: acizi tari, agenți oxidanți, agenți cloruranți, abur etc.

Floculanții și agenții de dispersie sunt utilizați fie pentru spargerea spumelor după colectare, fie pentru a menține o stare de dispersare cât mai fină a solidului.

Deși fenomenologia flotației prezentată anterior este valabilă în orice condiții, trebuie făcută o diferență între flotația minereurilor și flotația care apare la epurarea apelor uzate. Astfel, în cazul minereurilor se urmărește separarea selectivă a diverselor minerale, modul de control și reglare a condițiilor de operare fiind extrem de riguros controlate și verificate pentru a avea o separare eficientă a solidului de masa lichidă și de sterilul adiacent. Aici solidul reprezintă de fapt produsul „util”, masa lichidă fiind de obicei recuperată și reciclată după regenerare.

Pentru epurarea apelor uzate prin flotație, produsul „util” este faza lichidă, ea trebuind să conțină o cantitate cât mai redusă de impurități și poluanți, faza de spumă și de sediment constituind rezidui, (deșeuri), care trebuie de obicei reprocesate în vederea depozitării sau eliminării. Tensiunea superficială a apei pure la 20 °C este de $72,3 \times 10^{-3}$ [N/m], dar apele uzate au de regulă tensiunea superficială cuprinsă între $48 \div 65 \times 10^{-3}$ [N/m], scăderea tensiunii superficiale fiind datorată reziduurile menajere și industriale de natură organică. Sărurile minerale provoacă o creștere a tensiunii superficiale. De obicei sărurile minerale se îndepărtează majoritar în instalații chimice de depoluare și ajung doar accidental în apele reziduale. Scăderea tensiunii superficiale suferită de apele uzate ușurează procesul de flotație prin reducerea necesarului total de energie și de reactivi de flotație. Fenomenul este important pentru procesul de depoluare a apelor pentru că necesită cantități reduse de materiale auxiliare, elimină o mare parte dintre poluanții solizi greu sedimentabili sau cei cu densitate mare ce pot înfunda decantoarele sau conductele, dar necesită cheltuială energetică la comprimarea aerului. Spuma, mîzga sau stratul plutitor care este format din particule cu densitate mai mare ca apa și bulele de aer trebuie îndepărtat cât mai rapid, materialul nefiind foarte stabil. Particulele cu densitate mare sunt de obicei compuși ai siliciului și alte particule minerale, cele cu densitate mai redusă sunt de obicei compuși organici de tipul celulozei, amidonului și derivaților acestora, a proteinelor și produșilor lor de descompunere. Particulele solide cu densitate mică și cu structură afînată flotează după ce captează și înglobează în structură bule de aer care vor provoca

ascensiunea agregatelor, Fig. 8.3. Aceste particule sunt de formă fibroasă, lamelară sau reticulată, au natură celulozică, (fragmente de hârtie, resturi vegetale etc.), sau polipeptidică, (materiale organice în descompunere) și captează mai ușor microbule de aer, stratul de spumă format este mai stabil, dar se îndepărtează greu fiind ușor redispersabil la acțiuni mecanice sau la agitarea masei de lichid. Materialele de acest gen solicită cantități reduse de reactivi de flotație sau operația poate decurge chiar în lipsa lor. Spuma formată se sparge însă greu, este fluidă, persistentă, greu manevrabilă și are un conținut mare de apă și redus în solid. Particulele solide cu densitate mare sunt de natură minerală, au de obicei formă granulară și flotează după ce captează doar la exterior bulele de aer, Fig. 8.3. Spuma formată este densă, rigidă, se înlătură ușor de pe suprafața lichidului, este puțin persistentă, se sparge ușor și complet mai ales la adăugarea de floclanți, solidul rezidual având o umiditate redusă.

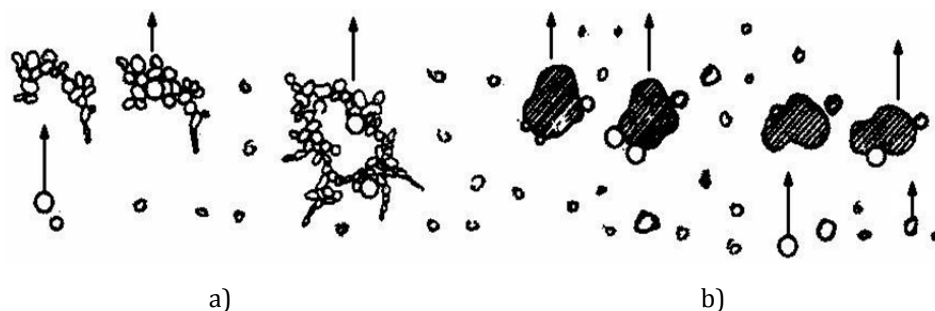


Fig. 8.3. Flotația materialelor
a) materiale ușoare, afânate; b) materiale grele, compacte

Formarea și proprietățile spumelor

Operațiunea de spumare implică generarea și dispersarea unui gaz în lichid, dezvoltarea, creșterea și stabilizarea spumei, mărirea vâscozității sistemului până la eventuala procesare a spumei sau prelucrarea ei ulterioară sub alte forme. Ca fenomenologie de formare a spumei, se poate urmări evoluția unei bule singulare ce se dezvoltă în masa de lichid. Acest aspect a fost discutat pe larg pentru o bulă de gaz singulară în capitolul destinat sistemelor multifazice. Pentru o familie de bule, sau altfel spus, pentru generarea spumei într-un sistem complex, bula de gaz este de regulă de formă sferică și este înconjurată de o peliculă subțire de lichid, membrană ce scade în grosime simultan cu creșterea diametrului bulei și cu dezvoltarea celorlalte bule vecine.

Odată cu reducerea grosimii membranei, bulele își pierd forma sferică, pot comunica parțial prin solubilizarea și difuziunea gazului, fapt care duce la colapsarea unor bule și la creșterea diametrului altora. Având în vedere tensiunea superficială, γ , și diferența de presiune a gazului, $\Delta p_{1,2}$ dintre bulele vecine cu raze diferite R_1 și R_2 , relația de echilibru conduce la ecuația: $\Delta p_{1,2} = 2\gamma(1/R_1 - 1/R_2)$, care indică tendința bulelor mici de a dispărea din sistem în favoarea bulelor mari. Cu creșterea volumului bulelor și a numărului lor, crește volumul total al materialului cu scăderea ponderii lichidului în favoarea fazei gazoase, adică se observă reducerea grosimii membranei lichide care înconjoară bula de gaz. Peste un procent de 75 [%] gaz, bulele își pierd forma sferică, deformarea fiind generată de incapacitatea membranei lichide de a susține greutatea proprie și a gazului din interior. Subțierea și ruperea membranei lichide are la bază:

- drenajul lichidului prin mecanismul migrării capilare și scurgerii gravitaționale;
- drenajul lichidului datorită modificării tensiunii superficiale și a gradientului termic;
- influența forțelor de tip Van der Waals și electrostatice;
- elasticitatea membranei lichide.

Formarea bulelor este un proces dinamic ce durează între 0,001–30 [s] pentru bula individuală și minute sau zeci de minute pentru sisteme colective, în funcție de volumul sistemului, natura, compoziția și condițiile de operare pentru material. Dinamica formării spumei poate fi urmărită într-o diagramă ce reprezintă grafic concentrația gazului în timp, pentru un sistem oarecare spumabil, Fig. 8.4.:

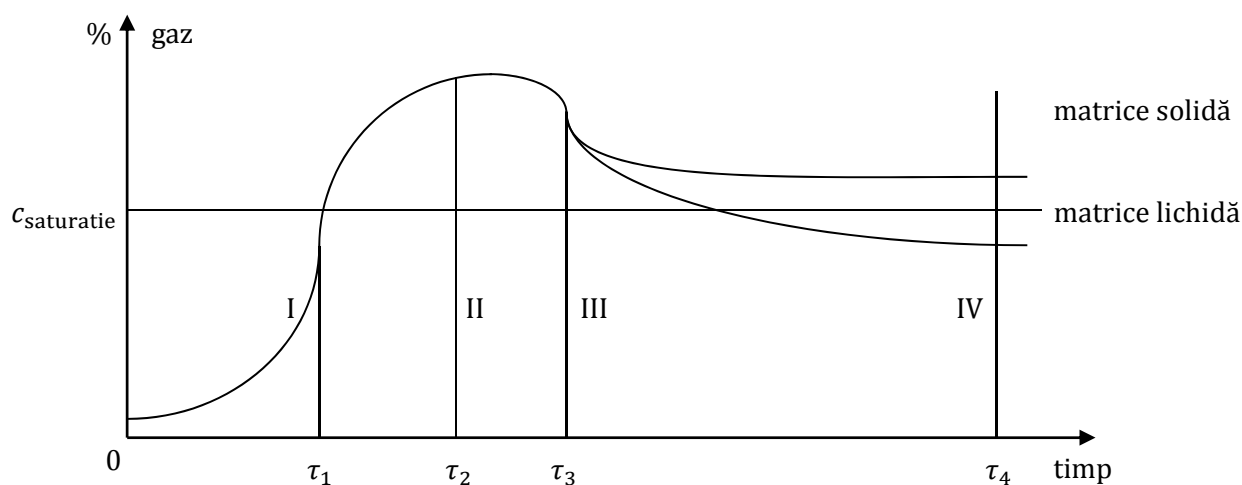


Fig. 8.4. Dinamica formării spumelor

Se poate considera momentul „0”, (inițial), cel în care se începe amestecarea componentelor reactivi, sau începutul introducerii gazului în lichid. Concentrația gazului în faza lichidă crește inițial datorită dizolvării sale în lichid. În această primă etapă, (I), care durează până la atingerea concentrației de saturare a gazului în lichid, (dependentă de temperatură și natura componentelor!!!), nu se formează bule în lichid. Durata perioadei este foarte scurtă, zecimi de secundă sau secunde. Peste această limită de timp și de concentrație a gazului, începe apariția bulelor, care se înmulțesc pe seama gazului generat și care nu mai poate fi reținut de lichid prin solubilizare. La scară macroscopică se remarcă o mărire a volumului materialului, „cream time”, sau perioadă „de cremare”, după care volumul total se stabilizează, „rise time”. Stoparea creșterii are la bază epuizarea sursei de gaz sau apariția unui echilibru între cantitatea de gaz generată și cea pierdută în mediul înconjurător prin desorbție sau spargerea bulelor. Pe diagramă se remarcă o creștere a concentrației gazului și atingerea unui maxim, perioada (II). După atingerea maximumului, urmează o „cădere” a spumei, o reducere a volumului total datorat drenării lichidului din membranele bulelor, fenomenelor hidrodinamice adiacente deplasării lichidului în masa de material, a difuziunii gazului și colapsării bulelor. Fenomenul are ca forță motrice tendința sistemului de a atinge concentrația de saturare a gazului din lichid, sistemul fiind deja suprasaturat cu gaz ce tinde să se evacueze din masa de material, (stare metastabilă). Durata acestui proces, perioada (III), ca și viteza de „cădere” a spumei depinde de natura celor două faze, limita de solubilitate, vâscozitatea masei, tensiunea interfacială, raportul dintre faze, condițiile hidrodinamice... etc. După un timp suficient de lung, volumul de spumă se stabilizează fie prin atingerea concentrației de echilibru, (de saturare a lichidului cu gaz, a echilibrului chimic dintre componente etc...), fie datorită rigidizării membranelor dintre bule și fixării caracteristicilor rețelei solide, perioada (IV).

Formarea și generarea bulelor este favorizată de prezența aditivilor. Prin prezența acestora se modifică tensiunea interfacială, iar structura spumei devine controlabilă, dirijată, mai uniformă, densitatea, numărul și ordonarea bulelor crește, spumarea devine mai rapidă, iar spuma se procesează mai ușor în sensul dorit, fie de stabilizare, fie de colapsare.

Faza solidă, sau care este nemiscibilă cu mediul apos, este și ea importantă în procesul de flotație prin caracteristicile fizico-chimice specifice: spectru granulometric, densitate, energie interfacială, formă și textură. Un spectru granulometric îngust și deplasat înspre valori mici ale diametrelor favorizează separarea materialelor prin dezagregarea fizică a structurilor, reducerea greutatei proprii a

particulelor, apariția interfețelor mascate, majorarea suprafețelor de contact, favorizarea interacțiunilor complexe dintre componenți. Densitatea mai mică decât a apei a particulelor face ca flotația să fie favorizată, astfel încât grăsimile, uleiurile, compușii proteici sau celulozici să poată fi procesați ușor și cu consumuri extrem de reduse de aditivi sau chiar în lipsa lor, structurile menționate având și caractere amfifile. O densitate mare a particulelor solicită stimularea flotației, operație ce decurge cu consumuri energetice și materiale suplimentare. Energia interfacială are importanță în procesul de generare a centrelor active, a controlului asupra acestora și a formării monostraturilor implicate în diferitele faze ale flotației, mai ales în faza de captare a bulelor de aer și de formare a agregatului spumat. Forma și textura materialului au un rol important în captarea, reținerea și conservarea bulelor de aer la interfață. O textură afânată permite mult mai ușor captarea, reținerea sau includerea bulelor de orice mărime comparativ cu structurile compacte și rigide.

Faza gazoasă, (aerul) poate fi introdusă prin barbotare sau prin procesul de degazare, generarea „in situ” a gazului fiind o procedură extrem de rar aplicată în mod dorit, dar apare în cazul descompunerilor materiilor de origine organică sau a reacțiilor chimice dintre componenți. Barbotarea sau dispersarea prin diferite metode mecanice generează bule de gaz cu dimensiuni relativ mari, foarte utile în flotația particulelor cu densitate mare. Detenta controlată a unei soluții lichid-gaz de la presiune mai mare la una mai redusă generează o populație de bule cu diametre foarte mici, extrem de utile flotației particulelor cu densitate redusă.

Utilajul care deservește operația de separare după acest principiu se numește bazin sau celulă de flotație. Indiferent de destinația tehnologică, aparatul trebuie să conțină unele părți principale fundamentale: sursa de aer, (gaz), și sistemul de formare a bulelor, bazinul de formare și dezvoltare a spumei, sistemele de alimentare și evacuare a materialelor: suspensie, gaz, lichid și spumă. Ca aparatură auxiliară sunt dispozitivele de stocare, pregătire și dozare a aditivilor, cele de colectare și colapsare a spumei, precum și cele de evacuare a nămolului decantat gravitațional.

Celulele de flotație longitudinale se folosesc pentru realizarea operației la epurarea apelor uzate. Ele sunt formate dintr-un bazin de-a lungul căruia trece apa brută. Partea de jos este de formă semipiramidală pentru o ușoară colectare a nămolului și asigurarea unei circulații corecte a masei de lichid aerat. De obicei fundul bazinului este 1/3 din lățimea lui. Pe fundul bazinului se găsește placa poroasă distribuitoare a aerului, sub care se insuflă aerul comprimat care trece prin găurile plăcii și se ridică sub formă de bule generatoare de spumă. Circulația ascendentă și longitudinală a apei este dirijată de cei doi pereți deflector laterali. Un dispozitiv de raclare împinge spuma generată către capatul de descărcare, într-un compartiment în care spuma separată se sparge rezultând șlamul și limpedele. Pentru spargerea spumelor se introduc reactivi specifici. Apa tratată și nămolul sunt evacuate prin căi specifice, sub nivelul liber al lichidului din bazinul de flotație.

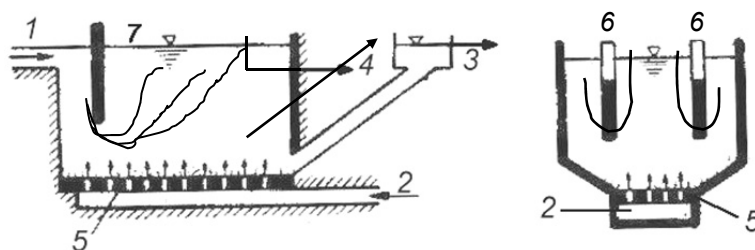


Fig. 8.5. Celulă de flotație, [7]

a) secțiune longitudinală; b) secțiune transversală

1 – intrare apă brută; 2 – intrare aer; 3 – ieșire apă tratată; 4 – evacuare spumă;
5 – placă distribuitoare de aer; 6 – plăci deflectoare; 7 – panou de dirijare a apei brute

Principiile de construcție și funcționare a unei instalații de flotație prin presurizare sunt redată în Fig. 8.6. Apa brută, influentul, (*i*), se amestecă cu o parte din apa deja tratată, care formează fluxul de recirculare, (*r*). Apa recirculată prin intermediul pompelor se aerează printr-un sistem separat de

rezervoare cu aer sub presiune. Acest sistem este „capsula de presurizare”, care operează la 4–8 [atm] și unde aerul se dizolvă în lichid. Apa aerată este trecută printr-un ventil de detentă și amestecată cu apa brută, influentul. În urma detentei, prin scăderea presiunii sunt generate bule fine de aer care servesc la flotația propriu-zisă.

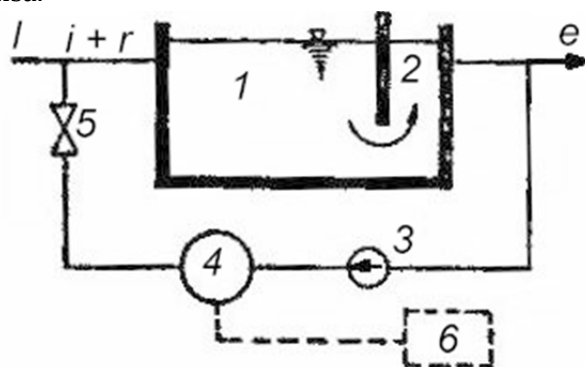


Fig. 8.6. Flotația prin presurizare, schemă de principiu, [7]

i – influent; *e* – efluent; *r* – flux de recirculare

- 1 – celula de flotație; 2 – spațiu de evacuare a apei; 3 – pompă de recirculare;
4 – capsulă de aerare și presurizare; 5 – ventil de detentă; 6 – compresor pentru aer

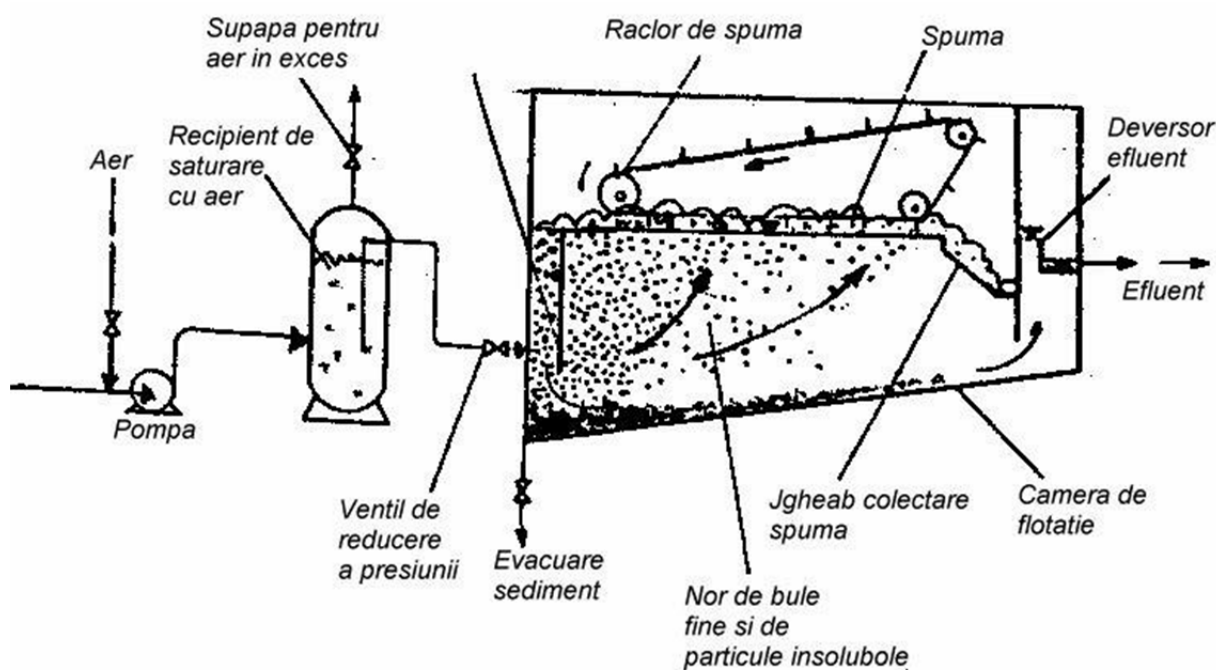


Fig. 8.7. Instalație de flotație prin presurizare, [23]

- 1) – intrare apă brută; 2) – deflector; 3) – bazin de flotație; 4) – strat de spumă; 5) – raclor de spumă;
6) – jgheab pentru spumă; 7) – deversor pentru efluent; 8) – evacuare efluent; 9) – evacuare sediment;
10) – pompă de recirculare; 11) – saturator presurizat; 12) – compresor; 13) – ventil de detentă

Trebuie precizat ca în vederea compactării instalațiilor, aparatele descrise anterior ca fiind individuale, ele pot fi grupate în ansambluri aranjate astfel încât fiecare tip de sistem să acționeze separat, individual și succesiv, atât fenomenologic dar și tehnologic, cât mai aproape de realizarea unei eficiențe a separării finale. Un astfel de exemplu este redat în Fig. 8.8.

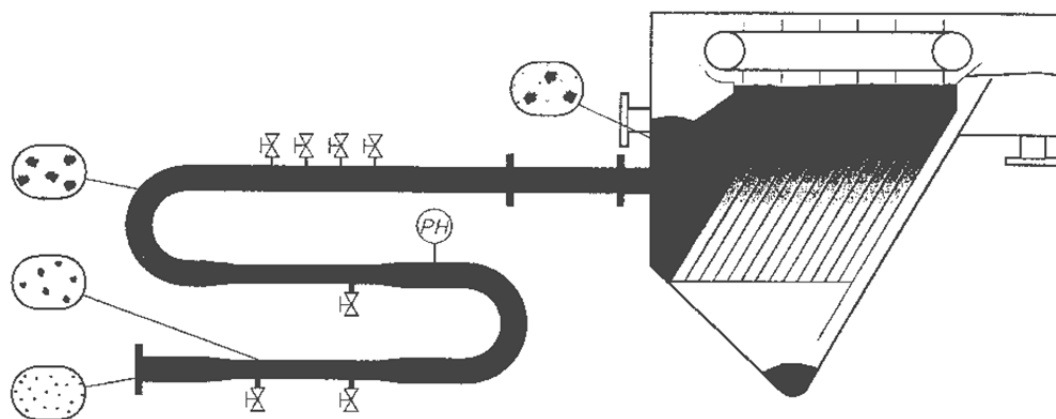


Fig. 8.8. Unitate compactă de tratare a apei uzate

- 1) – intrare apă brută; 2) – adaus coagulant; 3) – segment de amestecare; 4) – adaus neutralizant;
 5) – control pH; 6) – adaus aditivi de flotație; 7) – segment de amestecare; 8) – generarea bulelor de aer;
 9) – segment de spumare; 10) – cameră de flotație; 11) raclor de spumă; 12) – jgheab pentru spumă;
 13) – cameră de sedimentare; 14) – plăci deflectoare; 15) evacuare sediment greu; 16) – evacuare apă tratată

Se observă gruparea gurilor de alimentare cu reactivi în imediata vecinătate a intrării apei brute, existența sistemelor de amestecare de tip static și mărirea timpului de contactare a apei cu reactivii prin aranjamentul conductei în serpentină. Sistemele de măsură și control lucrează astfel cu volume momentane reduse de material, adică au o precizie și o sensibilitate mai mare. Introducerea aerului pentru flotație prin guri de alimentare separate și dispuse decalat mărește persistența bulelor individuale și a spumei în ansamblu. Bazinul aparatului este divizat în straturi subțiri de apă, astfel ca sedimentarea are loc rapid, drumul parcurs de solid fiind doar între două plăci succesive. Aceleași principii constructive se regăsesc și la grupul de aparate prezentat în Fig. 8.9., acest tip de operare fiind caracteristică debitelor mari și foarte mari de lichide.

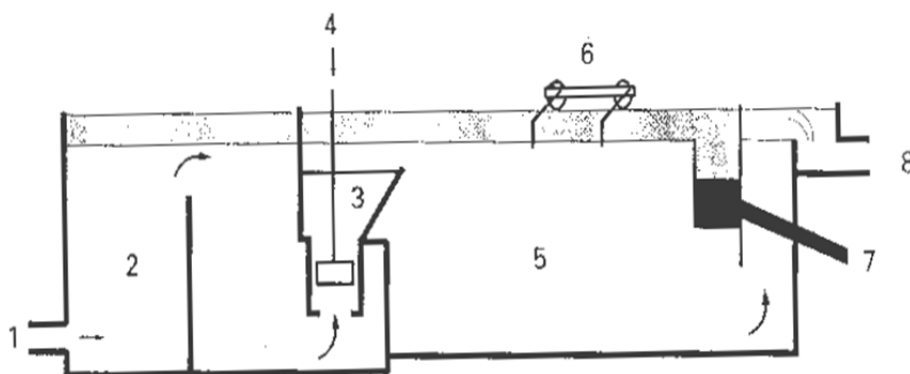


Fig. 8.9. Grup de aparate pentru tratarea apelor uzate

- 1 – intrare apă; 2 – floclator; 3 – spațiu de amestecare; 4 – intrare apă presurizată;
 5 – celulă de flotație; 6 – racletă pentru spumă; 7 – evacuare șlam; 8 – evacuare limpede

9. Transportul și transferul termic

Temperatura este o mărime termodinamică fundamentală de natură intensivă care exprimă energia internă a sistemelor, gradul de agitație a particulelor constitutive sau cantitatea de căldură acumulată sau cedată. Gradul de încărcare energetică a particulelor depinde de frecvența de vibrație, amplitudinea, viteza de deplasare și starea lor cuantică. Temperatura influențează starea de agregare, (solidă, lichidă sau gazoasă), valorile proprietăților fizico-chimice, (densitate, vîscozitate, solubilitate, tensiune superficială, căldură specifică, latentă, conductivitate termică), echilibrul chimic și biochimic, cinetica reacțiilor (bio)chimice. În toate procesele de fabricație, de prelucrare a materialelor sau de derulare a proceselor naturale se impun condiții de temperatură specifice fiecărei etape în parte. Aducerea sistemelor de la o temperatură la alta, menținerea lor la o valoare impusă a temperaturii, modificarea vitezei de execuție necesită introducerea, extragerea sau conservarea unei cantități de energie termică. Sunt implicate sistemele de introducere, extragere sau de menținere a temperaturii la valorile impuse, dependente de procesele tehnologice, de variația fluxurilor de materiale, de viteza de execuție a aparaturii și a deciziilor sau comenzilor personalului operator.

Transportul și transferul termic sunt ansamblul de considerații fizico-teoretice, experimentale și tehnice care au drept scop explicarea sau prevederea calitativă și cantitativă a deplasării căldurii. Majoritatea operațiilor industriale au la bază propagarea sau utilizarea căldurii: încălzirea, răcirea, evaporarea, vaporizarea, condensarea, topirea, solidificarea, cristalizarea, dizolvarea, sublimarea, desublimarea, uscarea, distilarea, rectificarea, arderea. Aceste operații pot avea loc în aparate specializate, denumite după tipul operației sau în ansambluri de instalații ce poartă numele cel mai complex al procesului. Întotdeauna operațiile cu transfer de căldură sunt cuplate cu operațiile de transfer de impuls sau masă, ori sunt prezente toate cele trei proprietăți.

Forța motrice a transmiterii căldurii este **diferența de temperatură**, sensul natural este de la temperatură **mare** înspre temperatură mai **redusă**. Trecerea căldurii de la o sursă mai rece la una mai caldă solicită intervenție energetică externă. Mecanismele de transport sunt de tip conductiv, convectiv sau radiant, de cele mai multe ori mecanismele sunt suprapuse, (combinate), dar se poate considera întotdeauna un mecanism determinant sau principal, asupra căruia se concentrează studiul fenomenologic al transmiterii energiei termice.

a) Mecanismul molecular sau conductiv se bazează pe transportul energiei termice de tip vibrațional de la o moleculă la alta sau de la un atom la alt atom vecin prin ciocniri din aproape în aproape sau prin deplasarea electronilor liberi în benzile energetice permise transportului. Mecanismul conductiv este predominant în mediile **solide**, adică cele capabile să mențină pozițiile purtătorilor relativ fixe pentru ca astfel să permită transmiterea mișcării de vibrație sau deplasarea electronilor în benzile energetice. Mecanismul apare ori de câte ori este prezentă condiția unei imobilități relative a purtătorilor, adică fluide stagnante sau straturi limită laminare. Capacitatea de transmitere a energiei termice prin material depinde de structura fizico-chimică intimă, de natura și puritatea acestuia, diferențiind materialele în bune conductoare sau izolatoare de căldură. Proprietatea fizică de a transmite energie prin mecanism molecular se numește conductivitate termică. Ea se exprimă prin coeficientul de conductivitate termică, λ , [$\text{W/m} \cdot ^\circ\text{K}$] și este o caracteristică a fiecărui tip de material în parte. Metalele se disting printr-o conductivitate termică ridicată, la polul opus fiind plasate gazele, datorită structurii fizico-moleculare mult mai rarefiată decât a materialelor lichide sau solide cristalizate. Depinzând de structura moleculară a materialului și de poziția relativă a acestora, mecanismul molecular nu poate fi ușor influențat din exterior. Câteva relații de calcul a transmiterii căldurii prin mecanism conductiv sunt prezentate în anexe.

b) Transferul căldurii prin convecție este atributul mișcării macroscopice a purtătorilor, deplasare posibilă în cazul materialelor fluide lichide sau gaze. Deplasarea fluidelor sub formă de curenți laminari sau turbionari, (vortexuri, vârtejuri sau siaje), poate avea cauze naturale, interne și specifice sistemului: diferențe de temperatură, de densitate, de concentrație sau de tensiune superficială, sau cauze externe impuse de diverse surse energetice exterioare sistemului: diferențe de nivel, de presiune statică sau dinamică, de pompe, ventilatoare, compresoare, agitatoare. În primul caz se vorbește de **convecția naturală**, în al doilea caz intervine **convecția forțată**. Intensitatea forței care generează mișcarea fluidului contribuie direct la intensitatea transportului energiei termice în interiorul masei de material și la omogenizarea proprietății în întreg volumul ocupat de fluid. Structura fizico-chimică a fluidului influențează deplasarea energiei termice prin: densitate, vîscozitate, tensiune superficială, coeficient de dilatare cubică, căldura specifică și coeficientul de conductivitate termică. În tehnică, prin dirijarea curgerii forțate sau naturale, adică prin stabilirea diametrului echivalent al deplasării fluidului și a geometriei generale și specifice a sistemului se poate controla eficient mecanismul și intensitatea transferului termic pentru situațiile practice. Pentru o interfață, mecanismul convectiv este caracterizat de coeficientul parțial de transfer termic, α , [$\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$], el fiind un parametru operațional care se determină prin mijloacele specifice ingineriei. Valori orientative pentru coeficienții parțiali și totali de transfer termic în diferite condiții de operare sunt prezentați în anexele lucrării. Fiind vorba de deplasarea proprietății, (temperatură, cantitate de căldură) în mediu fluid, această viteză depinde de vîscozitatea, tensiunea superficială, densitatea, viteza de deplasare globală și locală a fluidului și de forma geometrică a spațiului în care are loc transportul.

Principalele noțiuni legate de transferul termic sunt de natură termodinamică și sunt mărimi specifice fiecărui tip de material, deoarece sunt dependente de structura moleculară a acestuia.

Conductivitatea termică, λ , [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$], este proprietatea materialului de a transmite căldura prin mecanism conductiv sau molecular. În funcție de valoarea lui λ , [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$], materialele uzuale se pot clasifica în mod arbitrar în trei mari categorii:

- materiale izolatoare: $0,023 < \lambda < 0,12$ [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$];
- materiale de construcție: $0,56 < \lambda < 3,5$ [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$];
- metale: $8,72 < \lambda < 458$ [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$].

Variația coeficientului de conductivitate termică, λ , depinde de structura fizică-chimică a fiecărui material și poate fi prezentată la modul general astfel:

- materialele solide au valoarea cea mai mare a lui λ , $458 \div 5$ [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$], datorită poziției relativ fixe a atomilor și moleculelor;
- la materialele solide, cu excepția metalelor, λ crește cu creșterea temperaturii, din cauza măririi frecvenței de vibrație a purtătorilor de tip conductiv;
- la metale, λ scade cu creșterea temperaturii, cu excepția aluminiului și cuprului, din cauza deranjării benzilor de conducție;
- lichidele au valoarea λ relativ mică: $0,1 \div 0,67$ [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$], cele mai mici valori fiind pentru lichidele organice, apa are valoarea maximă iar soluțiile apoase având valori mai mici pentru λ ;
- la lichide tendința lui λ este de scădere simultan cu creșterea temperaturii, din cauza creșterii mobilității moleculare, excepție făcând apa, etilenglicolul și glicerina, din cauza legăturilor de hidrogen;
- gazele au cea mai mică valoare a lui λ , din cauza structurii rarefiate: $0,012 \div 0,07$ [$\text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{K}$], valoarea rămânând aproape constantă la modificarea temperaturii;
- porozitatea scade valoarea lui λ , cu cât porozitatea este mai mare, cu atât λ este mai mic. Valoarea lui λ pentru materialele poroase tinde la valoarea lui λ pentru aer, depinzând evident

și de natura matricii poroase: ciment, lemn, spume polimerice, lână, fibre sintetice, de sticlă, vată minerală etc. Izolațiile termice se deosebesc și se caracterizează prin mărimea porilor, gradul lor de interconectare, de forma porilor etc.

- creșterea umidității materialelor poroase conduce la creșterea lui λ a materialului înspre valoarea conductivității termice a apei. De aceea o izolație umedă nu este eficientă.

Valori ale coeficienților de conductivitate termică apentru unele materiale sunt prezentate în anexe.

Căldura specifică sau **capacitatea calorică**, c_p , c_v , [J/kg · °K], reprezintă cantitatea de căldură necesară unui kilogram de material pentru a-și modifica temperatura cu 1 [°K]. Este o proprietate specifică a materialului, dependentă de structura moleculară și de condițiile de operare: la volum, c_v , sau la presiune constantă, c_p . Ca mărime numerică, lichidele au cea mai mare valoare, apa atingând maximum, 4185 [J/kg · °K], urmând soluțiile apoase, lichidele organice, solidele și gazele. Pentru soluțiile apoase diluate, ($x < 20\%$) căldura specifică se poate determina cu relația: $c_{p\ sol} = 4185 \cdot (1 - x)$.

Valorile cădurilor specifice pentru unele materiale sunt prezentate în anexe.

Căldura sensibilă reprezintă cantitatea de căldură necesară unui corp pentru a-și modifica temperatura de la T_1 la T_2 . Este variația de **energie internă** a sistemului între temperaturile inițială și finală.

Relația de calcul este:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_1 - T_2) = m \cdot c_p \cdot \Delta T,$$

unde: m este cantitatea de material, [kg];

c_p este căldura specifică a materialului, [J/kg · °K];

ΔT este diferența dintre temperaturile inițială și finală a materialului, [°K].

Căldura latentă este numită și **entalpia de schimbare de fază**, adică energia termică necesară pentru a trece materialul dintr-o stare de agregare în alta. Schimbarea de fază are loc la temperatură constantă, adică este un proces izoterm, (se derulează la temperatură constantă). Schimbarea de fază este reversibilă, așa-încât valorile entalpiilor pentru transformări reversibile sunt identice ca valoare în aceleași condiții de presiune și temperatură. Valorile căldurii latente a materialelor se determină experimental și se găsesc în tabele, (vezi anexele), ori se determină prin relații de calcul. De exemplu, pentru căldura latentă de topire a materialelor anorganice, a) și a celor organice, b) relațiile de calcul sunt:

$$a) r = 25,1 \cdot 10^3 \cdot T_t / M, \quad \text{respectiv} \quad b) r = 41,9 \cdot 10^3 \cdot T_t / M,$$

în care: T_t este temperatura absolută de topire, [°K];

M este masa moleculară a materialului, [kg].

Pentru gheață, căldura latentă de topire este de 333,7 [kJ/kg].

Schimbările de fază uzuale sunt:

topire	↔	solidificare	hidratare	↔	dehidratare
sublimare	↔	desublimare	vaporizare	↔	condensare
dizolvare	↔	cristalizare	absorbție	↔	desorbție.
adsorbție	↔	desorbție			

Coeficientul de dilatare cubică este mărimea ce arată creșterea volumului unui material când temperatura se modifică cu un grad, $[\gamma] = [^\circ\text{K}^{-1}]$. Mărirea încărcării energetice a particulelor constitutive a materialelor, adică ridicarea temperaturii, duce la creșterea agitației moleculare, deci implicit la creșterea dimensiunilor corpurilor, dilatare și ca urmare modificarea densității materialului.

Cantitatea de căldură schimbată la modificarea stării de agregare se calculează cu relația:

$$Q = m \cdot r,$$

unde: m este masa de material, [kg];

r este entalpia de schimbare de fază, [J/kg].

Relația de bază pentru calculul energiei termice schimbate între două medii este relația combinată de bilanț și de transfer termic:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi},$$

sau:

$$Q_{cedat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} = Q_{primit} + Q_{pierderi}.$$

unde: Q_{cedat} este energia termică eliberată de corpul cald, care poate fi

căldură sensibilă ($Q_c = m_c \cdot c_{pc} \cdot \Delta T_c$), sau latentă: ($Q_c = m_c \cdot r_c$);

Q_{primit} este energia termică primită de corpul rece, căldură care poate fi la rândul ei

căldură sensibilă: ($Q_r = m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r$), sau latentă: ($Q_r = m_r \cdot r_r$);

$Q_{pierderi}$ sunt disipările energetice inerente sistemelor fizice înspre spațiul înconjurător;

$Q_{transferat}$ este energia termică trecută prin interfața cu suprafață A la forța motrice medie logaritmică:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}},$$

unde ΔT_M și ΔT_m sunt diferențele maxime și minime de temperatură la începutul și sfârșitul procesului de schimb termic.

Temperatura. Definiție. Metode de măsură

Fiind un parametru intensiv de stare termodinamică, temperatura se măsoară numai prin variația proprietăților corpurilor între o stare considerată inițială și una considerată finală. Scara de temperatură determinată din aceste considerente termodinamice este divizată în unități de măsură acceptate de către Sistemul Internațional de Unități de Măsură sub numele de grad Kelvin, [°K] sau gradul absolut. Scara de temperatură absolută Kelvin începe cu 0 [°K] și are numai unități pozitive. Pentru comoditatea utilizării se acceptă folosirea gradului Celsius, [°C], care are aceeași mărime cu a gradului Kelvin, dar este o scară relativă, punctul 0 [°C] fiind considerat punctul triplu al apei pure. Relația de transformare este: [°K]=[273,15+°C]. Scara Celsius fiind una relativă are atât valori pozitive cât și negative. Scara de temperaturi este definită în sistemul internațional de unități de măsură prin așa zisele puncte fixe și puncte intermediare care sunt valori ale temperaturii la care se modifică unele proprietăți ale materialelor astfel alese ca să poată fi ușor de purificat și manipulat. Știința care se ocupă cu măsurarea temperaturilor se numește termometrie, iar aparatele utilizate pentru măsurări se numesc termometre. În raport cu mărimea considerată ca variație a proprietății corpurilor, se deosebesc termometrie:

- dilatometrică, unde se măsoară gradul de dilatare liniară sau volumetrică;
- manometrică, unde se măsoară variația de presiune;
- electrică, unde se măsoară variația tensiunii electromotoare sau a rezistenței ohmice;
- electromecanică, unde se măsoară frecvența de vibrație a cuarțului;
- optică, unde se măsoară modificarea culorii;
- magnetică, unde se urmărește modificarea susceptibilității magnetice;
- acustică, unde se determină modificarea frecvenței în domeniul auditiv;
- spectroscopică, unde se măsoară modificarea spectrului moleculelor;
- prin alte metode.

Indiferent de metoda de determinare, dispozitivele pentru măsurarea temperaturii, termometrele, trebuie să îndeplinească o serie de cerințe: precizie, repetabilitatea măsurătorilor, rezistență la agenți corozivi, rezistență mecanică, dimensiune adecvată locului și cantității de material testat, posibilitatea de înregistrare sau transmitere la distanță a informației, comoditate de etalonare și lucru, timp de răspuns mic, disponibilitate, preț convenabil etc. Multitudinea de domenii de interes în care se măsoară temperatura a generat fabricarea unei game extrem de largă de termometre, de la cele cu utilizare comună până la utilizări foarte specializate.

Cele mai cunoscute sunt termometrele cu **fluid**. Acestea indică valoarea temperaturii prin modificarea volumului fluidului termometric ce poate fi un gaz oarecare, gaz, mercur, alcool, pentan, toluen etc... Principalele dezavantaje ale acestora constau în faptul că sunt fragile, nu transmit informația la distanță decât cu aparatură auxiliară complicată, pentru utilizare și precizie bună pe anumite domenii trebuie schimbat lichidul termometric. Foarte sensibile ca precizie sunt termometrele cu gaz, deoarece gazele au un coeficient foarte mare de dilatare volumică, $1/273 \text{ [}^\circ\text{K}^{-1}\text{]}$. Se folosesc atunci când este nevoie de rezistență la șocuri mecanice, termice sau vibrații.

Termometrul cu **bimetal** se compune din două metale care au coeficientul de dilatare liniară α cât mai diferite și care sunt laminate împreună. La o temperatură standard metalele au aceeași lungime, dar cu modificarea temperaturii bimetalul se îndoaie: $l_T = l_0 \cdot (1 + \alpha \cdot \Delta T)$, proporțional cu diferența coeficienților de dilatare înspre partea cu metalul ce are α mai mic.

Termorezistențele se bazează pe modificarea rezistențelor electrice a corpurilor cu modificarea temperaturii. Termometrele bazate pe efectul Seebeck se numesc **termocuple**. Dacă se încălzește o joncțiune formată din două metale, prin ea trece un curent electric proporțional cu temperatura și dirijat de la metalul mai electronegativ spre celălalt. Curentul poate fi măsurat cu un aparat gradat direct în grade termometrice. Se utilizează în mod curent fire din platină și aliajele acestuia, cupru și aliajele sale cu nichel și crom, fier și aliaje speciale. Avantajele termocuplelor constau în faptul că sunt foarte rezistente mecanic și chimic, sunt fiabile, au dimensiuni reduse, curentul electric generat în timpul funcționării poate fi transmis la distanță sau utilizat în sistemele de automatizare, control și monitorizare. Pentru temperaturi înalte, de peste $1000 \text{ [}^\circ\text{C]}$ se utilizează **conurile Seger și pirometrele**.

c) Transferul termic prin radiație este specific tuturor surselor calde care disipează o parte a energiei lor sub forma de unde electromagnetice, (radiații). Aceste unde sunt parțial absorbite, reflectate sau transmise de către materialul de incidență. Frațiunea din energia electromagnetică radiantă absorbită de către corpul incident se transformă în căldură. Mecanismul radiant apare în mod **evident** în cazul densităților energetice mari: temperaturi înalte, câmpuri electromagnetice intense ori prezența materialelor radioactive, deși din punct de vedere teoretic, orice corp aflat la o temperatură mai mare de $0 \text{ [}^\circ\text{K]}$ emite radiații. În limitele uzuale, practice, se consideră mecanismul de transport termic radiant ca fiind determinant dacă temperatura corpurilor depășește $400 \text{ [}^\circ\text{C]}$. Sub aceasta limită arbitrară a temperaturii, mecanismul radiant are un rol minor în transferul termic și se încadrează în limita acceptabilă a pierderilor de căldură naturale. Mecanismul radiant are drept purtători cuantele energetice, neavând nevoie de un suport material, fizic. Undele electromagnetice transportă energia vibratorie care se convertește în energie termică la impactul undelor cu mediul fizic material. Propagarea cuantelor respectă legile fizicii clasice și ondulatorii, traseul lor fiind rectiliniu și uniform distribuit în spațiu, dacă nu există interfețe, ecrane de protecție sau de dirijare. Energia totală radiantă incidentă pe un material urmează calea reflectării, difuziei, (transmiterii) sau absorbției.

Metode industriale de încălzire

Pentru încălzirea sistemelor atât la scară industrială cât și la nivel casnic se utilizează în mod curent următoarele sisteme:

- | | |
|----------------------------------|---------------------------|
| a) încălzirea cu gaze de ardere; | b) încălzirea cu lichide; |
| c) încălzirea cu vapori; | d) încălzirea electrică. |

1. Încălzirea cu gazele de ardere a combustibililor solizi, lichizi sau gazoși, indiferent tipul acestora sau proveniență, are o serie de caracteristici:

Avantaje:

- temperaturi înalte a gazelor, mai ales dacă arderea se efectuează cu oxigen sau adaus de oxigen în aerul comburant;
- viscozitatea scăzută a gazelor permite viteze mari de operare, adică turbulență mare;
- comoditate de operare.

Dezavantaje:

- gazele au capacitate calorică specifică redusă, (c_p este mic), coeficientul parțial de transfer termic, α , are valori reduse, ceea ce face ca gazele să fie purtători slabi de căldură;
- temperatura gazelor de ardere este variabilă în timpul încălzirii, deoarece se cedează căldură sensibilă;
- sunt posibile supraîncălziri locale, este dificil de reglat o temperatură uniformă;
- volumul mare de gaze necesare determină dimensiuni mari ale instalației;
- volum mare de gaze vehiculate prin aparate și recircularea lor solicită o cheltuială energetică suplimentară;
- temperatură mare la evacuarea în atmosferă, cu consecințe negative atât din punct de vedere energetic, cât și ecologic;
- gazele trebuie evacuate peste temperatura punctului de rouă pentru a evita formarea de condens pe părțile mai reci a instalațiilor. Condensul, (apa), dizolvă gazele acide: CO_2 , SO_x , NO_x , și corodează materialele instalațiilor;
- gazele de ardere conțin elemente agresive asupra mediului înconjurător sau toxice: CO_2 , SO_x , NO_x , CO, urme acid cianhidric, dioxine, urme de metale grele, particule solide;
- arderea incompletă provoacă depuneri de funingine pe suprafețele de schimb termic înrăutățind transmiterea căldurii;
- excesul de aer sau oxigen comburant poate genera oxidări locale și diluează gazele de ardere scăzându-le temperatura;
- gazele de ardere fiind o sursă de poluare termică și chimică solicită prezența diverselor sisteme de depoluare ce complică instalația și necesită cheltuieli suplimentare;
- probleme suplimentare cu depozitarea cenușii generate de arderea combustibililor solizi.

Cu toate acestea, gazele de ardere sunt agenții termici cei mai utilizați în industriile primare și prelucrătoare, din cauza surselor de combustibili fosili sau regenerabili: cărbuni, produse petroliere, gaze naturale, biogaz, biomasă vegetală naturală sau de cultură etc.

Pentru îmbunătățirea randamentelor energetice la arderea combustibililor se aplică variante ale arderii clasice: arderea sub presiune, arderea în oxigen sau cu adaus de oxigen, creșterea vitezelor gazelor de ardere, recircularea gazelor, recuperarea căldurii gazelor eliminate la coș, arderea fără flacără, folosirea arzătoarelor imersate etc.

Încălzirea convectivă cu aer este folosită masiv în sistemele casnice, de birouri și spații comerciale etc. Specificul acestui tip de încălzire este existența unei surse „primare” de căldură, (gaze de ardere, vapori în condensare, lichide fierbinți, surse electrice), care transferă căldura aerului care asigură încălzirea spațiului înconjurător prin intermediul unui perete despărțitor.

Avantaje:

- aerul este disponibil, netoxic, neinflamabil, nepoluant, ieftin, ușor de manevrat;
- se pot folosi surse „primare” extrem de diverse, în raport cu locul de aplicare, de obicei fluxuri reziduale ale proceselor tehnologice. În acest mod se reduce poluarea termică a mediului înconjurător și se eficientizează procesele de fabricație.
- circulație naturală a aerului chiar în lipsa unui sistem de ventilație și aerisire;

- aerul cald preia umiditatea, (apa), din stare lichidă asigurând în mod natural o atmosferă confortabilă;
- posibilitatea de montaj „sub pardoseală” sau ca perdele izolatoare de aer;
- posibilitate de dirijare mecanică a fluxului de aer, cu intensificarea schimbului termic;

Dezavantaje:

- coeficienți mici de transfer termic de la suprafața încălzitoare la aer;
- generare de curenți convectivi cu atât mai intenși cu cât temperatura suprafeței încălzitoare este mai mare;
- antrenare de praf, vapori, gaze și amestecarea acestora în întreg spațiul supus încălzirii;
- încălzire neuniformă a spațiilor înalte, aerul cald urcând spre tavan, pardoseala rămânând mai rece, gradientul de temperatură de 1 [°C] este la fiecare 30–50 [cm];
- posibilitatea apariției condensului și implicit a ruginii și igrasiei;
- apariția depunerilor pe suprafețele încălzitoare;
- aerul cald transportă energia termică sub formă de căldură sensibilă, la exhaustare se pierde această cantitate de energie;
- inerție termică mare la pornire-oprire.

2. Încălzirea cu lichide se referă la agentul termic purtător de căldură care este în fază lichidă. Drept lichide se utilizează apă, soluții apoase, etilenglicol, glicerină și soluțiile lor, uleiuri minerale sau siliconice, săruri topite etc. Cerințele minime din punct de vedere operațional pentru purtătorii de căldură lichizi sunt:

- volatilitate redusă, pentru a opera comod la presiuni mici supraatmosferice;
- căldură specifică, c_p , cât mai mare;
- viscozitate dinamică scăzută și pe cât posibil constantă pe domeniul de utilizare;
- densitate redusă;
- conductivitate termică ridicată;
- punct de topire scăzut, preferabil sub -30 [°C];
- stabilitate termică, necoroziv, neexploziv, neinflamabil și prietenos cu mediul ambiant;
- din punct de vedere economic, agenții termici trebuie să fie ieftini, disponibili, ușor de înlocuit, versatili și ușor reciclabili.

Avantaje:

- volum specific redus, care face instalațiile compacte și cu diametru echivalent scăzut;
- posibilitatea operării la temperaturi și presiuni ridicate;
- presiune hidrostatică acceptabilă;
- vehicularea cu pompe ridică viteza lichidului, deci α_{lich} este mare.

Dezavantaje:

- este greu de găsit un fluid cu asemenea proprietăți.

Apă îndeplinește majoritatea cerințelor, mai puțin punctul de topire și volatilitatea. Este foarte utilă pentru sistemele casnice de încălzire, (20–60 [°C]). În sistemele industriale de încălzire se pot atinge temperaturi și presiuni de 374 [°C] și 225 [ata].

Uleiurile minerale au viscozități ridicate la rece și foarte mici la cald, sunt inflamabile dar sunt neecologice.

Glicerina, etilenglicolul și propilenglicolul au viscozități ridicate la rece, sunt inflamabile la concentrații mari dar nu sunt inflamabile la diluții în apă și sunt compatibile cu mediul înconjurător.

Soluțiile de săruri la compoziții eutectice sunt corozive și solicită proceduri speciale de eliminare după utilizare și înlocuire.

Uleiurile sintetice sunt relativ inflamabile, stabile la temperaturi ridicate, chiar de peste 450 [°C], un timp relativ lung, (10 000–15 000 ore), dar costurile sunt extrem de ridicate, eliminarea lor fiind dificilă și costisitoare.

Una din direcțiile „moderne” ale încălzirii cu lichide o constituie captarea și utilizarea energiei solare. Se disting trei direcții importante în acest domeniu:

- a) utilizarea oglinzilor în vederea concentrării radiației solare asupra unui generator de vapori care pun în mișcare turbina producătoare de curent electric;
- b) utilizarea panourilor captatoare în vederea acumulării și depozitării energiei solare sub formă de căldură sensibilă;
- c) utilizarea pompelor de căldură având sursa „primară” una din formele de manifestare a energiei solare.

Ultimile două variante implică încălzirea cu lichide sub forma denumită generic „panou solar” sau „colectoare solare”. Principiul de funcționare a acestora este următorul: radiația solară este captată într-un lichid care circulă natural sau forțat printr-un traseu de conducte expuse direct Soarelui sau care sunt imersate într-un mediu încălzit de Soare: nisip, sol, apă curgătoare sau lacuri, mări sau oceane, halde de cenușă, zgură, deșeuri diverse, deșeuri menajere fermentabile etc. Energia termică astfel captată este folosită direct în pompele de căldură sau poate fi depozitată, (acumulată), într-un vas de stocare prin intermediul altui lichid în vederea utilizării în alte scopuri.

Avantaje:

- sistemul este ecologic, prietenos cu mediul, netoxic, neinflamabil, neexploziv;
- ușor de montat și plasat artistic pe suprafețele existente neutilizate, de obicei acoperișuri, garduri de protecție, terase naturale sau artificiale, taluzuri, sisteme de îmbunătățiri funciare, construcții casnice, birouri sau industriale;
- costuri reduse de întreținere și utilizare;
- grad înalt de independență față de sursele publice de energie.

Dezavantaje:

- dependență de gradul de insolație a zonei de montaj, (latitudine, altitudine, expunere față de soare, climat general și mai ales local etc.);
- necesitatea unui al doilea sistem de încălzire, suplimentar;
- alegerea unui agent termic colector adecvat, de obicei fluide sintetice, care să reziste condițiilor meteorologice locale.

3. Încălzirea cu vapori trebuie să respecte și ea cerințe tehnice și economice. Cerințele minime din punct de vedere operațional sunt:

- volatilitate relativ mare, pentru a opera comod la presiuni mici supraatmosferice;
- căldură latentă, λ , cât mai mare;
- viscozitatea dinamică a vaporilor este scăzută și constantă pe domeniul de utilizare;
- densitatea scăzută, asociată cu viscozitatea mică a vaporilor reduce puterea de acționare a dispozitivelor de vehiculare;
- conductivitatea termică a vaporilor este mică;
- punct de fierbere în jurul temperaturii de operare;

- stabilitate termică, necorozivitate, să fie neexplozivi, neinflamabili și prietenoși cu mediul înconjurător;
- economic, agenții termici trebuie să fie ieftini, disponibili, ușor de înlocuit sau reciclat.

Avantaje:

- se schimbă căldură latentă, care are valoare energetică ridicată; (de ex. apa la 100 [°C] are r , (căldura latentă de vaporizare = condensare): 2260 [kJ/kg] față de c_p , (căldura specifică a apei), 4,185 [kJ/kg · °K];
- temperatură constantă și uniformă în întreg spațiul instalației;
- nu există posibilitatea supraîncălzirilor locale;
- coeficient parțial de transfer termic, α , mare;
- vaporii sunt saturați sau ușor supraîncălziți.

Dezavantaje:

- este greu de găsit un fluid cu asemenea proprietăți.

Apa îndeplinește majoritatea cerințelor pentru temperaturi între 100–200 [°C]. Este foarte utilă pentru sistemele industriale de încălzire. Vaporii de apă se pot barbota direct în lichide sau injecta în unele tipuri de materiale granulare.

4. Încălzirea electrică are o serie de avantaje: nu degajă gaze, este ușor accesibilă, elementele de încălzire au volum foarte mic, se pot concentra energii mari pe suprefețe mici, livrarea căldurii este practic instantanee, comoditate foarte mare de operare și automatizare, este relativ nepoluantă. Dezavantajul este faptul că este o energie de tip „secundar”, adică la obținerea ei s-a pierdut energie „primară”, deci este mai costisitoare. Se pot utiliza diferite variante ale încălzirii electrice și anume: încălzirea prin rezistivitatea materialului, încălzirea prin inducție electrică sau electromagnetică, încălzirea prin efect dielectric, încălzirea prin curenți de înaltă frecvență, încălzirea cu microunde, în spectru infraroșu, în spectru „negru”, degajare de energie radiantă cu spectru larg.

5. Încălzirea radiativă are utilizări diverse și se bazează pe legile radiației corpurilor.

Mecanismul radiant are drept purtători cuantele energetice, neavând nevoie de un suport material, fizic. Undele electromagnetice transportă energia vibratorie care se convertește în energie termică la impactul undelor cu mediul fizic material. Propagarea cuantelor respectă legile fizicii clasice și ondulatorii, traseul lor fiind rectiliniu și uniform distribuit în spațiu, dacă nu există interfețe, ecrane de protecție sau de dirijare. Energia totală radiantă incidentă pe un material urmează calea reflectării, difuziei, (transmiterii), sau absorbției.

Încălzirea prin sisteme radiante „de ultimă generație”

În practică se extinde sistemul de încălzire cu radiații infraroșii prin care se dorește a se înlocui încălzirea convectivă tradițională.

Panourile radiante în domeniul „infraroșu” pot fi alimentate cu gaze (gaz metan, propan, GPL, bio-gaz etc.) sau electric, fiecare sistem având avantajele și dezavantajele specifice sursei primare de energie:

- **alimentarea cu gaze:** dependență de rețeaua de distribuție, de sursa de gaz lichefiat, valori variabile a puterii calorice a combustibilului, posibilitate de plasare autonomă, costuri rezonabile și o relativă independență energetică, necesitatea supravegherii și întreținerii specializate, se produc gaze de ardere, posibil nocive, existența unei flăcări deschise, a sistemului de evacuare a gazelor de ardere care complică instalația și afectează estetica etc.
- **alimentarea electrică:** dependență de rețeaua de distribuție, posibilități mai reduse de generare autonomă a energiei electrice, costuri mai mari deoarece se impune integrarea energetică, comoditate la pornire, oprire, automatizare, lipsa arderilor și a noxelor, automatizare integrată cu autosupraveghere, constanța parametrilor energetici etc.

Sistemul de încălzire radiativă are unele **avantaje** evidente

- eficiență ridicată la transformarea radiației în căldură, de peste 96 [%], cu un necesar energetic cu 20 [%] mai redus, (aprox. 85 [%] din energie este absorbită de corpuri, restul este reflectată multiplu);
- are efect antibacterian, distrugând viruși, bacterii, microbi, drojdii sau fungi în proporție de 98–99 [%];
- sunt încălzite doar corpurile solide și lichide, gazele, (aerul), nu sunt afectate sensibil;
- radiația infraroșie încălzește doar solidele și lichidele pe care le atinge, acestea provocând la rândul lor ridicarea temperaturii aerului din imediata lor vecinătate. Radiațiile cu lungimea de undă de peste 5 μm sunt absorbite preferențial de corpul uman creând senzația de confort termic similar unei încălziri la 20–22 $^{\circ}\text{C}$, pe când aerul înconjurător nu are mai mult de 17–18 $^{\circ}\text{C}$. Radiațiile de peste 3 μm nu penetrează sticla obișnuită, adică se asigură pierderi reduse înspre exterior prin suprafețele vitrate.
- încălzirea redusă la minim a întregii cantități de aer din hală conduce la pierderi termice reduse atât prin pereții exteriori, cât și la închiderea și deschiderea căilor de acces;
- încălzirea minimă a aerului nu generează curenți convectivi intensi, nu ridică praf și nu perturbă ventilația generală sau aerisirea și exhaustarea locală pentru posturile de muncă;
- încălzirea minimă a masei de aer care trebuie schimbată prin ventilație și aerisire pentru asigurarea stării de sănătate a operatorilor, conduce la solicitări termice minime asupra personalului, dar și pierderi termice reduse;
- funcționare silențioasă, fără degajare de praf, fără deplasarea aerului;
- montajul pe tavan a sistemelor radiante asigură încălzirea pardoselii și senzația de confort în partea inferioară a încăperii, acolo unde sunt plasate uzual și punctele sau posturile de lucru;
- între partea inferioară și superioară a spațiului este un gradient termic de 1–3 $^{\circ}\text{C}$, pe când la încălzirea convectivă există un gradient de 1 $^{\circ}\text{C}$ la fiecare 30–50 cm ;
- senzație suplimentară de confort datorită uniformității temperaturii locale;
- nu influențează umiditatea mediului, se menține valoarea umidității aerului constantă, deci se poate regla umiditatea incintei pentru a se evita igrasia și condensul;
- greutate redusă, montaj simplu și rapid pe perete sau tavan;
- posibilitatea de a încălzi sectorial sau global, fără compartimentare fizică;
- sunt eliminate pierderile de căldură prin mecanism convectiv datorită deschiderii frecvente a ușilor și ferestrelor;
- alimentare de la sursa de 220 V direct, fără intermediari;
- nu sunt necesare proiecte de construcție, montaj, de verificare sau reglare ulterioară;
- ușor de întreținut, comod, ieftin, fără depuneri „de piatră”, rugină, sau depuneri de partea „activă” a sursei, cu excepția feței de partea spațiului încălzit, care trebuie să fie curățat în limitele standardelor normale;
- nu există emisii de gaze, nu se consumă oxigen, poate fi utilizat în spațiu închis etanș;
- nu există risc de asfixiere, incendiu, explozie generat de aparatură;
- risc minim de electrocutare, doar în cazul nerespectării regulilor general valabile pentru aparatura electrică de uz casnic;

- temperatură uniformă în întreg spațiul deservit de un element de încălzire, reglabilă prin termostat încorporat;
- reglare comodă, rapidă și sigură a temperaturii, cu răspuns practic instantaneu;
- fiabilitate mare, piesele în mișcare sunt doar ale termostatului mecanic, cele electronice neavând piese în mișcare asigură durata de viață a celui mai puțin fiabil element, de obicei de peste 10–15 ani, uzual 25 de ani;
- funcționare silențioasă, fără degajare de praf, fără deplasarea aerului.

Dezavantaje:

- nu se cunosc efectele pe termen lung la expunerea masivă și de durată la radiații, indiferent de lungimea de undă și intensitate (putere);
- interferența cu alte sisteme radiante pot genera „noduri” energetice în funcție de geometria spațiului și suprafețele reflectante, greu de depistat prin calcule, observabile doar prin efecte;
- interacțiunea radiației cu materialul biologic este controversată și reticentă;
- este necesară o protecție a muncii și PSI suplimentară la operarea cu lichide inflamabile.

Schimbătoarele de căldură sunt utilaje în care are loc transmiterea căldurii. Există o mare varietate de tipuri de schimbătoare de căldură, fiecare aparat fiind specializat pe anumite operații, dar modul de funcționare și de calcul fiind identice. De obicei locul și poziția în sistemele tehnice dau numele aparatului. De exemplu: preîncălzitor, radiator, calorifer, fierbător, recuperator de căldură, vaporizator, condensator, cuptor, uscător, regeneratoare, incinerator etc.

Relația de bază a schimbului termic este cea derivată din combinarea ecuației de bilanț cu cea de transfer termic:

$$Q_{cedată} = Q_{transferată} = Q_{primită} + Q_{pierdută}$$

$Q_{cedată}$ și $Q_{primită}$ poate fi căldură sensibilă sau latentă și se determină prin intermediul bilanțurilor de materiale care vehiculează căldura, [W];

$$Q_{transferată} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med}$$

se calculează pe baza ecuației generale de transfer, [W];

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_p}{\lambda_p} + \sum r_{dep} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

este coeficientul total de transfer a căldurii [$W/m^2 \cdot ^\circ K$], care se determină prin intermediul coeficienților parțiali de schimb termic, a geometriei sistemului și a particularității operației prin calcule ingineresti specifice;

α_1 și α_2 sunt coeficienții parțiali de transfer termic [$W/m^2 \cdot ^\circ K$];

δ_p este grosimea efectivă a peretelui separator, [m];

λ_p este conductivitatea termică a peretelui, [$W/m \cdot ^\circ K$];

r_{dep} este rezistența depunerilor de pe pereții de schimb termic, [$m^2 \cdot ^\circ K/W$];

A este suprafața efectivă de schimb termic [m^2];

ΔT este diferența medie logaritmică de temperatură, [$^\circ K$].

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}$$

se măsoară în [$^\circ K$] sau [$^\circ C$].

ΔT_M este diferența maximă, ΔT_m este diferența minimă de la capetele schimbătorului;

10. Absorbția

Absorbția este operația de separare a unui sau a mai mulți componenți dintr-un amestec gazos prin dizolvare fizică sau chimică într-un lichid care se comportă selectiv față de componenții gazoși. Solventul se numește **absorbant** iar partea dizolvată este denumită **solut** sau **absorbit**. Dacă se urmărește îndepărtarea din gaze a unor componenți nedoriți operația se numește **spălare**, iar dacă se rețin componenți valoroși denumirea operației este de **recuperare**. Operația inversă absorbției este **desorbția**, ea avînd loc fie la creșterea temperaturii, la scăderea presiunii sau la aplicarea simultană a acestora. Absorbția se utilizează frecvent pentru depoluarea gazelor reziduale sau pentru neutralizarea apelor uzate prin intermediul reactivilor gazoși, deoarece se poate derula continuu sau discontinuu, indiferent de cantitățile de materiale ce intervin în proces. Aerarea lichidelor este o situație specială a absorbției, datorită inevitabilei dizolvări și a altor părți din gazele componente în lichid, inclusiv a constituenților normali ai aerului.

Solubilitatea gazelor în lichide depinde de natura fizico-chimică a celor doi participanți iar echilibrul de fază depinde de presiune și temperatură. Cu cât presiunea totală a gazului este mai mare, solubilitatea sa este mai mare. Din dependența solubilității gazelor cu temperatura rezultă că la temperaturi înalte solubilitatea acestora scade.

Absorbantul folosit trebuie să îndeplinească o serie de condiții tehnice și economice. Selectivitatea ridicată, volatilitatea scăzută, viscozitatea, densitatea și tensiunea superficială redusă favorizează procesul de absorbție. Disponibilitatea, lipsa de toxicitate, agresivitatea chimică scăzută, ușurința de regenerare și reciclare, costul scăzut completează cerințele din punct de vedere economico-ecologic.

Utilajul în care are loc procesul se numește absorber, iar principiul lui de funcționare prezentat în Fig. 10.1. este simplu: pe la partea inferioară a aparatului se introduce amestecul de gaze, acestea fiind evacuate pe la partea superioară, după contactarea cu lichidul absorbant, care se scurge în general sub influența gravitației. Aparatura se completează cu anexe specifice: închidere hidraulică, distribuitoare de lichid și de gaz, separatoare de picături, regulatoare de nivel sau debit, grătare pentru susținerea umpluturilor, dispozitive pentru uniformizarea curgerii pe secțiunea coloanelor etc.

La calculul absorberelor se pornește de la diagrama de echilibru gaz-lichid, iar pe lângă relațiile generale de bilanț de materiale, termic și de transfer, se ține seama de faptul că de obicei se cunosc o serie de parametri specifici și anume: debitul și concentrația de gaze, concentrația impusă la ieșire a gazului sau concentrația la intrare a lichidului. De obicei se notează cu G debitul de gaz, [kg/h], [m³/h], [kmol/h], cu L debitul de lichid, [kg/h], [m³/h], [kmol/h], cu Y_i concentrația la intrare a gazului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz inert], cu Y_f concentrația finală a gazului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz inert], cu L debitul de lichid, [kg/h], [m³/h], [kmol/h], cu X_i concentrația la intrare a lichidului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz lichid], cu X_f concentrația finală a lichidului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz lichid].

Pentru un anumit gaz și un anumit lichid, concentrația de echilibru este o funcție de temperatură și presiune [26]: $c = f(p, T)$.

La temperatură constantă relația corespunde legii lui Henry, adică presiunea parțială p a gazului este proporțională cu fracția molară a acestuia x din lichid: $p = H \cdot x$, unde H este constanta lui Henry, specifică fiecărui gaz la temperatura dată.

Bilanțul de materiale pentru absorbție se poate exprima într-un mod simplu și comod dacă în calcule dacă se utilizează rapoartele molare a solutului în gaz, Y și lichid X :

$$G \cdot (Y_i - Y_f) = L \cdot (X_f - X_i), \quad \text{sau} \quad \frac{L}{G} = \frac{Y_i - Y_f}{X_f - X_i}.$$

În diagrama de echilibru $X-Y$ operația este reprezentată în mod specific pentru contactarea în echilibru sau contracurent, Fig. 10.1. Pe diagramă se trasează curba de echilibru gaz-lichid și se plasează punctul reprezentativ al intrării lichidului, 1, de coordonate $(Y_f; X_i)$, cel de ieșire pentru lichid fiind 2, $(Y_i; X_f)$, plasate în mod corespunzător derulării operației. Linia 1-2 se numește dreaptă de operare. Coeficientul unghiular al dreptei de operare este tocmai raportul dintre debitele de lichid și gaz exprimate în aceleași unități de măsură. Acest raport arată cât lichid este necesar pentru absorbția unei unități de gaz. Se remarcă faptul că odată cu micșorarea unghiului dreptei de operare, pentru aceeași concentrație de intrare a gazului, Y_i , concentrația de ieșire a soluției, X_f crește, luând pozițiile X_f^1, X_f^2 , simultan cu reducerea debitului de lichid. Intersecția dreptei de operare cu linia de echilibru indică situația staționară, de echilibru, a sistemului. Dacă se realizează condiția: $X_f = X_{\text{saturație=echilibru}}$, consumul de lichid adsorbant este minim, dar stabilirea echilibrului solicită un timp de operare teoretic infinit lung, adică și un aparat de absorbție infinit de mare:

$$\frac{L_{\min}}{G} = \frac{Y_i - Y_f}{X_i - X_f = X_{\text{sat}}}.$$

Pentru a menține o forță motrice suficientă a procesului de absorbție și un timp de lucru acceptabil, se operează la $L > L_{\min}$ u cât cantitatea de lichid este mai mare, forța motrice crește, se reduce timpul de operare și suprafața de contact, deci aparatul poate fi mai compact. În cazul în care cantitatea de lichid va fi mai mică decât L_{\min} u se atinge concentrația finală propusă. Pentru cazurile practice de dimensionare a coloanelor de absorbție, se utilizează noțiunea de „taler teoretic de contact”, care desemnează numărul ideal de echilibre fizico-chimice din interiorul sistemului lichid-gaz care duce la obținerea concentrației finale dorite în gazul evacuat. Modul simplu de găsim a numărului de talere teoretice este de a duce o serie de drepte paralele la axele diagramei de echilibru, între punctul 1, de intrare a lichidului, curba de echilibru și punctul 2, de ieșire a soluției, Fig. 10.1.

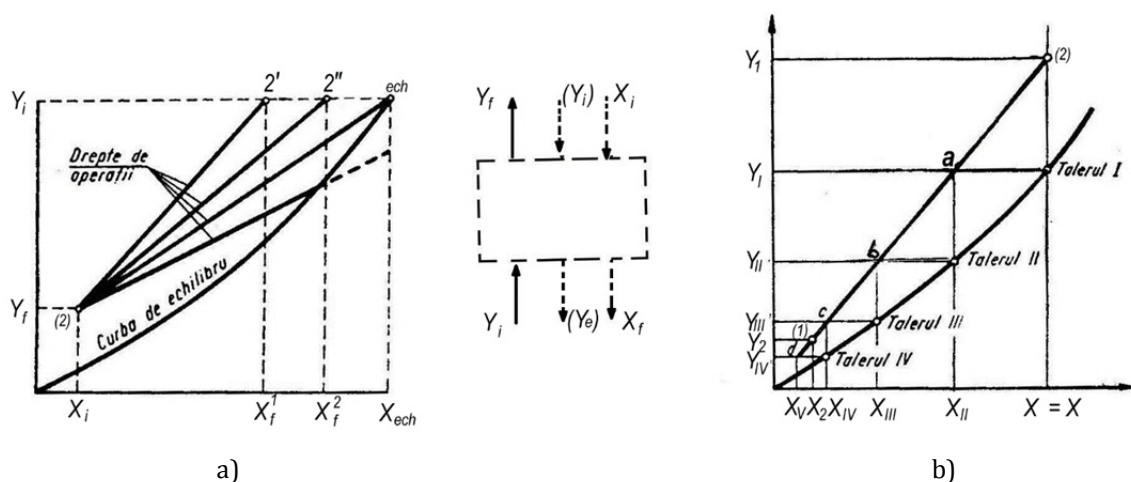


Fig. 10.1. Operația de absorbție în diagrama X, Y
a) Schema de bilanț de materiale b) determinarea numărului de talere teoretice, [8]

Pentru procesele de depoluare a gazelor prin spălare, se recomandă respectarea câtorva principii de bază:

- operarea la temperaturi cât mai scăzute pentru favorizarea absorbției și evitarea pierderilor prin evaporare;
- utilizarea unei cantități cât mai mari de lichid de spălare pentru favorizarea absorbției, creșterea forței motrice și reducerea volumului aparatului;
- utilizarea unui compus chimic în lichid care să reacționeze cu absorbitul în vederea unei fixări cât mai bune a acestuia.

Absorbția în contracurent se utilizează la instalațiile cu capacitate mare sau la cele cu funcționare continuă. Ca aparat sunt preferate coloanele cu umplutură datorită simplității lor de operare. Dimensionarea acestor aparate se efectuează plecând de la ecuația generală de transfer:

$$Q_g = K_{abs} \cdot A \cdot \Delta P_{med},$$

în care: Q_g este debitul de gaz absorbit, [kg/s], [kmol/s];

K_{abs} este coeficientul total de transfer de masă la absorbție;

A este aria efectivă de contact gaz lichid, [m²];

ΔP_{med} este forța motrice medie logaritmică a absorbției.

În funcție de mărimile ce reprezintă forța motrice și coeficientul total de transfer, respectiv unitățile de măsură a acestora, concentrații sau presiuni, relațiile dimensionale pentru acestea pot fi diferite. Cele două mărimi de bază pentru calculul absorberelor se determină din relațiile lor generale de definiție:

$$K_{abs} = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{H}{k_l}}, \quad \text{respectiv} \quad \Delta P_{med} = \frac{\Delta P_{max} - \Delta P_{min}}{\ln \frac{\Delta P_{max}}{\Delta P_{min}}},$$

unde P reprezintă potențialul transferului de masă la absorbție. Acesta poate fi diferența de concentrație sau de presiuni parțiale a gazului absorbit față de cele două faze: lichidă și gazoasă. k_g și k_l sunt coeficienții parțiali de transfer de masă raportați la faza gazoasă respectiv lichidă.

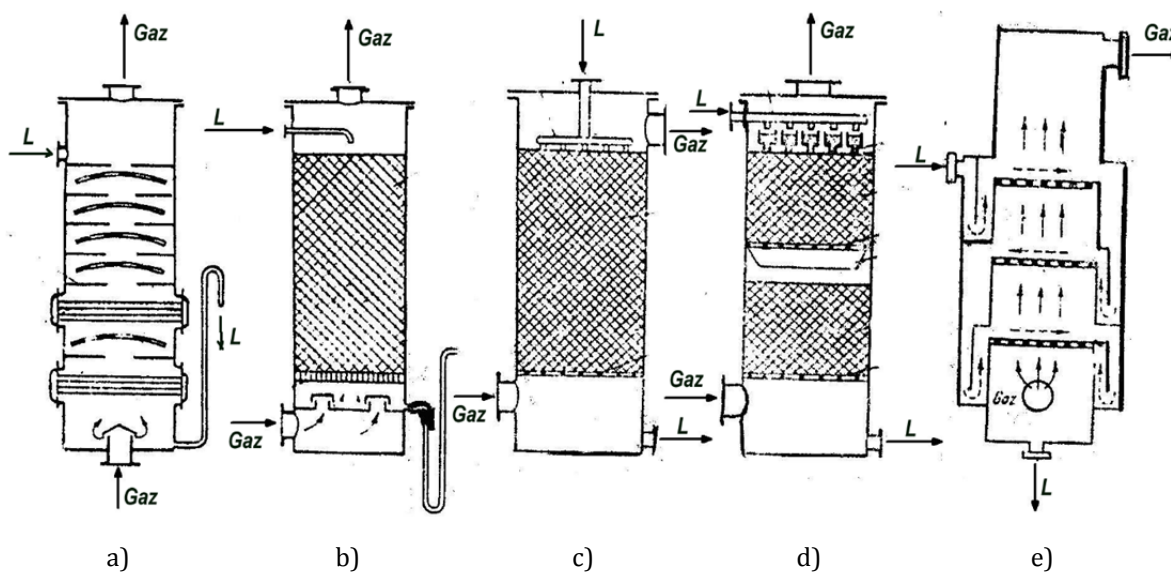


Fig. 10.2. Variante constructive ale turnurilor de absorbție, [2]

a) cu talere sită; b) cu operare la suprapresiune; c) cu umplutură; d) cu redistribuire a lichidului; e) cu strat spumant

Absorbția semicontinuă sau în echicurent este preferată pentru cantitățile mici de gaze, pentru chemosorbția gazelor cu toxicitate ridicată dar cu concentrații foarte reduse, pentru instalațiile mici sau cu funcționare discontinuă. Dimensionarea aparatelor discontinue se efectuează plecând tot de la ecuația generală de transfer, dar exprimată în termeni specifici:

$$M_g = K_{abs} \cdot A \cdot \Delta P_{med} \cdot \tau,$$

în care: M_g este cantitatea sau masa de gaz absorbit, [kg], [kmol];

K_{abs} este coeficientul total de transfer de masă la absorbție;

A este aria efectivă de contact gaz lichid, [m²];

ΔP_{med} este forța motrice medie logaritmică a absorbției;

τ este timpul de operare, [s].

Schemele și modul de operare a acestora sunt prezentate în Fig. 10.3.

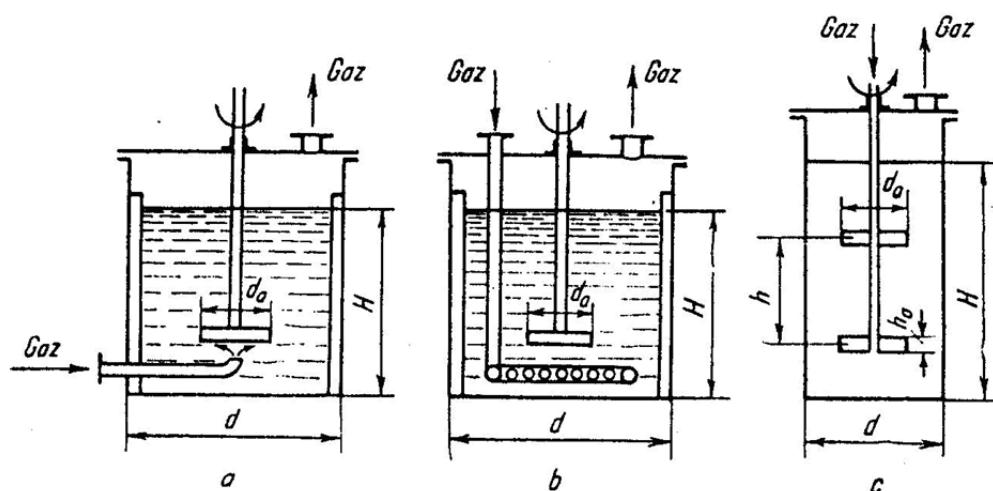


Fig. 10.3. Aparare de absorbtie discontinuă, [2]

a) introducere centrală a gazului b) introducere prin inel perforat c) introducere prin axul agitatorului

În acest caz forța motrice medie fiind variabilă în timpul operației, ea trebuie calculată pentru situația regimurilor nestaționare. După cum se vede și din schițele de mai sus, dimensiunile caracteristice ale elementelor constructive sunt importante pentru realizarea completă și corectă a absorbtiei, calculul, dimensionarea și construcția acestora trebuind să corespundă unor solicitări severe de inginerie chimică. Neglijarea acestor aspecte conduce la o absorbtie nesatisfăcătoare, gazul evacuat depășind valorile concentrațiilor impuse la ieșire.

11. Aerarea

Aerarea este operația de introducere a unei cantități suplimentare de aer sau oxigen în materialul sau suspensia supusă tratării. Operația de aerare este foarte importantă pentru depoluarea apelor uzate și constituie una din bazele fizice și fiziologice a procesului de (auto)epurare. De cele mai multe ori sistemele de aerare sunt legate direct de operația de amestecare și/sau de alte procese complementare: curgerea sistemelor multifazice, flotație, absorbție, reacții chimice sau biochimice, precipitare, decantare sau alte efecte la nivelul global a sistemului: dispersarea poluanților în mediu, măsuri complexe legate de ecologizarea unor porțiuni de mediu, refacerea unor zone afectate de poluare.

Din punct de vedere fenomenologic aerarea este un caz particular al absorbției, în acest caz gazul fiind aerul, iar lichidul este apa. Particularitatea constă în faptul că aerul este un amestec multicomponent, dar numai oxigenul este gazul care interesează procesele din avalul operației, iar lichidul este apa de diferite calități. Continutul de oxigen la saturație din apă depinde de presiunea parțială a oxigenului din amestecul de gaze și de temperatură:

$$c_{sat} = K_{ox} \cdot p_{ox};$$

în care: K_{ox} este coeficientul de transfer al oxigenului în apă;

p_{ox} este presiunea parțială a oxigenului din aer.

Pentru aerul atmosferic:

- presiunea parțială a azotului este de 0,79071 [bar];
- presiunea parțială a oxigenului este de 0,209 [bar];
- presiunea parțială a bioxidului de carbon este de 0,00029 [bar].

Pentru toate gazele solubilitatea scade cu creșterea temperaturii, deci iarna există în apă mai mult oxigen decât vara. La 10 [°C], concentrația de saturație a oxigenului este de 11,25 [Kg/m³]. În cadrul operațiilor de aerare, trebuie să se țină seama și de variația de temperatură dintre zi și noapte, deci dizolvarea oxigenului este influențată de situația calendaristică și de cea meteorologică. Valoarea coeficientului de transfer al oxigenului în apă în funcție de temperatură este dată în Tab. 11.1.

Tab. 11.1. Valoarea K_{ox} în funcție de temperatură, [7]

T [°C]	8	12	15	18	23	28	33	38	43	48	53	58
K_{ox} [ml/l]	86,2	62,3	54,6	48,9	42,9	38,0	34,2	31,0	28,3	26,1	24,4	23,2

Eficiența procesului de aerare, deci cantitatea de oxigen dizolvată, se poate calcula prin relația generală de transfer de proprietate:

$$m_{ox} = K_{ox} \cdot A \cdot \Delta c_{med\ ox}.$$

Se remarcă influența temperaturii asupra concentrației, respectiv a coeficientului de transfer, aspecte discutate mai sus, astfel încât pentru creșterea eficienței totale se mai poate interveni în favoarea creșterii suprafeței de contact, A , dintre apă și aer. În acest sens se aplică atât pulverizarea apei, cât și generarea unor bule de aer cât mai fine, mai uniforme și cu durată de viață mai lungă în masa de apă. Pentru realizarea acestui scop trebuie să se țină seama de influența unor proprietăți fizice asupra stabilității bulelor de aer. Astfel, viscozitatea mai mare a lichidului crește timpul de contact cu gazul, iar tensiunea superficială mică generează bule cu diametru mai mare, dar mai stabile. Modificarea viscozității și a tensiunii superficiale pot fi luate în considerare numai în cazul apelor uzate. În Tab. 11.2. este prezentată solubilitatea aerului în apă în funcție de temperatură.

Tab. 11.2. Solubilitatea aerului în apă în funcție de temperatură

Temperatură [°C]	0	5	10	15	20	25	30
Solubilitate [l/m ³]	29,2	25,7	22,8	20,6	18,7	17,1	15,6

Cele mai simple sisteme de aerare și amestecare sunt sistemele naturale de tip baraj, obstacole, cascadă, deversor, pulverizator sau sistemele cu autobarbotare. Avantajele acestora derivă din faptul că pot fi utilizate pe scară largă, au nevoie de amenajări minime, necesarul energetic este redus, folosindu-se curgerea liberă generată de panta naturală, sunt sisteme simple, fără piese în mișcare, deci au fiabilitate foarte mare, nu necesită supraveghere sau întreținere, se pot confecționa ușor din materiale accesibile și rezistente la acțiunea factorilor de mediu.

Dezavantajele acestora sunt datorate faptului că pot fi utilizate numai în anumite condiții topografice, performanțele depind puternic de parametri de operare: debit, înălțime de cădere, forma obstacolului, influențe exterioare și de condițiile climatice.

Sistemele de aerare cu performanțe ridicate, constante și controlabile sunt de obicei mari consumatoare de energie electrică, sunt scumpe și solicită supraveghere în timpul funcționării. Construcția și modul lor de funcționare depinde de tipurile particulare de ape uzate care trebuie denocizate, de materialele de tratare adăugate anterior, de soluția tehnologică aleasă și de diversitatea condițiilor climaterice sau geografice în care sunt construite aceste instalații.

Operația de aerare controlată este una complexă și se desfășoară în așa zisele bazine de aerare și necesită o serie de instalații auxiliare: stații de compresoare, dispozitivele de distribuție a apei și aerului, armături, conducte, instalații de reglare, automatizare și control, dispozitive de vehiculare nămolului și de recirculare a unei părți din apă și nămol, paturi de nămol, sisteme de recuperare a apei din paturile de nămol etc.

Din punct de vedere tehnic, cele mai simple, răspândite și utilizate sisteme de introducere a aerului în apă sunt tuburile și plăcile barbotoare. Comoditatea de utilizare este dată și de faptul că nu au piese în mișcare, se confecționează ușor, sunt ieftine, fiabile și nu solicită supraveghere de specialitate. Principiul de operare este introducerea aerului în apă cu o presiune mai mare decât cea generată de înălțimea hidrostatică a coloanei de apă. Este și unul din dezavantajele metodei, deoarece cu cât crește înălțimea stratului de lichid, crește necesarul energetic la comprimarea aerului: $p = \rho \cdot g \cdot H$; unde p este presiunea hidrostatică, [Pa]; H este înălțimea stratului de apă [m], ρ este densitatea apei, [Kg/m³]. (Vezi și amestecarea prin barbotare).

Generarea bulelor de gaz poate fi controlată prin intermediul diametrului orificiilor de ieșire a aerului, iar amestecarea generată de curentul de bule ce antrenează apa înconjurătoare se poate îmbunătăți prin plasarea în locurile dorite a sistemelor de distribuție a bulelor. Se poate aprecia că la un anumit diametru al orificiului de ieșire, bula de aer va avea o dimensiune specifică, [32, 33]:

Diametrul orificiului [mm]	Diametrul bulei [mm]
0,020–0,03	0,5
0,045–0,07	0,8
0,130–0,160	1,2
0,200–0,38	2,2

Utilizând placi poroase apare o suprafață mai mare și mai uniformă de distribuție a bulelor; un număr de orificii mai mare, o ușurință a obținerii plăcilor cu găuri de diametre mici generate prin sinterizare. Există și unele dezavantaje: înfundarea foarte ușoară și deblocarea greoaie îndeosebi la modificarea regimului de funcționare sau la opriri pe perioade mai lungi.

Alte sisteme simple de barbotare sunt amestecătoarele mecanice cu diverse geometrii formate din piese goale în interior prin care se suflă aerul. Se deosebesc de sistemele prezentate anterior prin faptul că asigură o amestecare mai bună a masei de apă. Schemele de construcție și funcționare a acestora sunt prezentate mai jos.

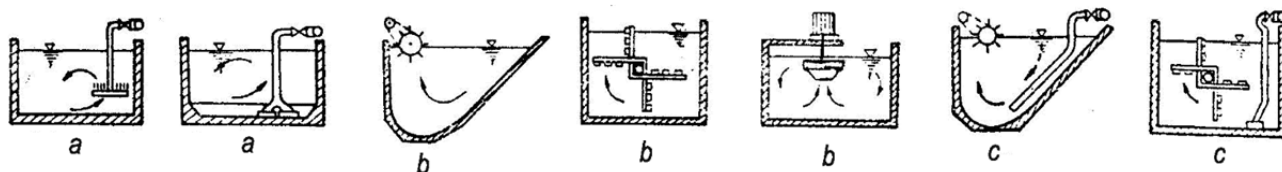


Fig. 11.1. Procedee și sisteme de aerare, [7]
a) pneumatică, b) mecanică, c) mixtă

Fiecare dintre aceste sisteme au avantaje și dezavantaje care sunt prezentate succint:

Aeratoarele pneumatice și mecanice au o rețea de țevi găurite plasate într-o parte a bazinului. Circulația lichidului și nămolului va fi asigurată de de curgerea trifazică a amestecului aer-lichid-solid. Avantaje: investiție inițială mică, posibilitatea modificării adâncimii de pompare în raport cu necesarul biochimic de oxigen, întreținerea ușoară și uzura minimă. Necesarul energetic este relativ redus fiind format în principal de putere necesară compresorului și amestecătorului. Dacă țevile cu orificii au posibilitate de rotire în plan vertical apare fenomenul de desfundare naturală. Dezavantajele sistemului sunt: circulație proastă a nămolului în partea unde nu sunt tuburi perforate, cu posibilitate de sedimentare în locurile cu circulație leneșă, găurile din rețeaua de distribuție sigură dimensiuni ale bulelor relativ constante în timp, ceea ce nu corespunde nevoilor tehnologice.

Aeratorul pneumatic cu placă perforată are uzură redusă, funcționare sigură și stabilă, amestecarea aproape omogenă în întreg vasul, dar și dezavantajul necesității controlării extrem de riguroase a debitului și presiunii pentru a avea regimul hidrodinamic optim de circulație pentru nămolul din interiorul vasului.

Aeratoarele mecanice tip tambur sau perie se rotesc pe o axă plasată aproximativ la nivelul lichidului din vas. Jumătatea imersată a tamburului sau periei realizează preluarea apei și agitarea ei mecanică, cealaltă parte servește contactului apei antrenate cu aerul atmosferic. Avantajele acestora sunt: funcționează la parametri constanți indiferent de nivelul lichidului din vas, secțiunea diferită de curgere permite atât sedimentarea excesului de nămol cât și evacuarea limpedelui liber de suspensia de nămol. Printre dezavantaje se numără: suprafață mică de contact între aer și apă, o agitare mecanică locală, funcționare defectuoasă în perioada de îngheț.

Aeratorul mecanic cu rotor imersat funcționează prin efectul de reacție generat de aerul insuflat. Debitul acestuia trebuie controlat, deoarece la debit mare turația crește și poate duce la distrucția flacoanelor de nămol, iar la debit insuficient rotația este lentă sau se anulează.

Sistemele cu **turbopompă** au un motor care pune în mișcare prin intermediul unui ax un rotor cu palete. Acesta împinge apa printr-un ajutor până în partea de superioară, de unde revine în bazin ca o fântâna arteziana. Avantaje: o aerare foarte intensă, se poate opera la debite foarte mari. Ca dezavantaj este consumul foarte mare de putere electrică, 50–150 [kW].

12. Adsorbția

Adsorbția este operația unitară de transfer de masă prin care un component dintr-o fază fluidă, adsorbitul, este reținut pe suprafața unei faze solide, adsorbentul. Operația are loc spontan, deoarece adsorbitul este în concentrație mai mare în faza fluidă decât în adsorbent, așa încât operația decurge în sens natural, difuzând de la concentrație mai mare la o concentrație mai mică. Fenomenul invers, de eliminare a adsorbitului de pe solid se numește desorbție și se utilizează la regenerarea adsorbentului sau pentru recuperarea adsorbitului. Reținerea pe suprafața unui solid a unor molecule sau particule de material se bazează pe legături fizico-chimice între adsorbant și adsorbit, legături ce caracterizează principalele variante de adsorbție.

Adsorbția fizică are loc la interfața solid-fluid, în straturi monomoleculare datorate legăturilor de tip: van der Waals, Debye, London, legături de hidrogen, ion-ion, dipol-dipol, ion-dipol etc. Se caracterizează prin tăria legăturilor, care este redusă, (nu depășesc 40 [kJ/kmol]), prin stabilirea rapidă a echilibrului, este incompletă și prin faptul că la creșterea temperaturii apare desorbția. Datorită energiilor mici de legături solid-adsorbit, adsorbția fizică este de cele mai multe ori nespecifică, practica a demonstrat că există și o oarecare selectivitate între solid și adsorbit datorate asemănărilor de structură chimică dintre parteneri. Tot în cadrul legăturilor de tip fizic intră și adsorbția prin capilaritate. Faza adsorbită, lichidă, penetrează porii și spațiile înguste din solid îmbibând materialul. Fenomenul se datorează tensiunii interfaciale și procesul respectă legea ascensiunii capilare. Dacă lichidul „udă” solidul îmbibarea este favorizată, în caz contrar solidul nu este „udat” de lichid, îmbibarea nu poate avea loc.

Adsorbția chimică are loc prin formarea de legături chimice între solid și adsorbit. este un proces mai lent, care decurge cu atât mai complet și mai rapid cu cât crește temperatura.

Indiferent de tipul adsorbției, fiind vorba de un proces care decurge la interfața solid - fluid, este de dorit ca aceasta să fie cât mai mare. **Suprafața specifică** S_{sp} este raportul dintre suprafața reală a solidului și masa acestuia [m²/kg]. **Capacitatea de adsorbție** C_a reprezintă cantitatea de adsorbit ce poate fi reținută în anumite condiții de unitatea de masă a adsorbentului, [kg/kg]. Adsorbția are următoarele caracteristici față de alte procese de separare:

- sunt reținute și particule de tip coloidal;
- sunt adsorbite materiale aflate în concentrație minimă, dar cu afinitate față de adsorbant;
- există un grad de selectivitate ridicat față de componenții amestecului.

Adsorbția se utilizează în special pentru reținerea unor cantități mici de materiale nedorite: colorante, odorante, poluante din fluxurile de materiale sau pentru limitarea, reabilitarea și recuperarea poluanților răspândiți pe suprafețe restrânse.

Adsorbantii utilizați trebuie să fie selectivi pentru componentul care se reține, să aibă suprafață specifică și o capacitate de adsorbție mare, să fie ieftini, disponibili, să se poată regenera ușor după recuperarea adsorbitului, să nu ridice probleme la depozitarea lor după terminarea ciclului de viață tehnologică sau să poată fii eliminați fără a crea probleme suplimentare de poluare. Adsorbenții utilizați frecvent sunt:

Cărbunele activ, care se obține prin încălzirea la temperaturi înalte în camere închise a materialelor de origine vegetală: lemn, coji, sămburi, tulpini de plante. Acestea, sub acțiunea căldurii se descompun eliminând părțile volatile. Rămâne un schelet foarte poros format din particule de carbon, cu afinitate în special pentru materialele de natură organică. Materialul are un preț scăzut, se obține ușor în varietățile solicitate, este accesibil, inert chimic și fiziologic, există posibilități de regenerare prin suflare cu abur și se poate distruge ușor la pierderea capacității de adsorbție prin incinerare. Particule foarte fine de cărbune activ pot trece în efluent, fiind necesară filtrarea acestuia. Are afinitate redusă pentru compuși anorganici din fază lichidă.

Gelul de silice, silicagelul, rezultă prin precipitarea acidului silicic din soluții de silicat de sodiu. După spălarea și uscarea solidului rezultă un produs poros, cu o mare afinitate pentru compuși polari anorganici și organici. Se poate obține în varietăți și forme de prezentare dorite, iar tratamentele suplimentare îl pot face selectiv pentru o diversitate de compuși. Fiind un produs sintetic are un preț mai ridicat, dar proprietăți constante și controlabile.

Pământurile decolorante sunt produse naturale formate din silicați naturali cu diferite grade de hidratare dar și cu structuri poroase favorabile adsorbției: argile, caolinuri, bentonite, diatomite. Sunt ieftine și accesibile.

Tufurile vulcanice, zeoliții și alumina activă sunt tipuri speciale de adsorbenți naturali sau sintetici care pot capta molecule cu structuri specifice.

Acești adsorbenți anorganici sunt ieftini, prezintă pe lângă capacitatea de adsorbție și o oarecare capacitate de schimb ionic, au rezistență mecanică foarte bună, pot fi utilizați atât în mediu apos cât și în mediu organic cu rezultate bune, operează atât în mediu acid cât și bazic, se separă ușor din fluide din cauza densității mari.

Printre dezavantaje se numără în principal: distrugere finală dificilă, probleme legate de neînțelegerea completă a migrației poluanților în structuri solide, proprietăți fizico-chimice variabile în funcție de zăcămint sau de poziția filonului în zăcămint.

Trebuie precizat că pe fenomenul de adsorbție se bazează reținerea și recuperarea hidrocarburilor deversate pe sol sau în ape prin intermediul materialelor adsorbante: paie, rumeguș, materiale textile, materiale plastice expandate, zgură expandată etc.

Calculul operației se bazează pe bilanțul de materiale la echilibru și caracteristicile operaționale. Concentrația la echilibru a adsorbitului este descrisă de obicei prin relații de tip Freundlich, [8, 26]:

$$c_{abs} = k_{ads} \cdot p^n,$$

sau de tip Langmuir, [8, 26]:

$$c_{abs} = \frac{k_{abs} \cdot p}{1 + k_{abs} \cdot p},$$

unde k_{abs} este o constantă specifică sistemului adsorbit-adsorbent, iar p este presiunea parțială sau concentrația adsorbentului în masa de fluid, n este un coeficient numeric. n supraunitar indică o adsorbție favorizantă față de solid, valoarea subunitară indică o afinitate slabă a solidului față de adsorbit.

Pentru operarea discontinuă, când se tratează cantitatea M_f de fluid ce conține un component nedorit ce trebuie eliminat între concentrațiile impuse y_i și y_f , se poate scrie:

$$M_f \cdot (Y_i - Y_f) = M_s \cdot (X_f - X_i).$$

Din relație se poate determina cantitatea minimă de solid M_s cu capacitatea de adsorbție respectivă ce trebuie adăugată pentru a aduce masa de fluid M_f de la concentrația inițială la cea finală în adsorbant. Timpul de proces se poate determina din calculul de transfer de masă pentru regimul nestăionar de adsorbție:

$$M_{ads} = K_{ads} \cdot S_{sp} \cdot \Delta c_{med} \cdot \tau,$$

Operarea **discontinuuă** este specifică pentru sistemele de lucru în „șarje”, sau pentru capacitățile mici de producție. Modul de operare este simplu: se introduce în cantitatea de lichid care trebuie tratată solidul în cantitatea necesară, eventual un mic exces, 5–10 [%] și se amestecă sistemul un timp suficient în care să se stabilească echilibrul fizico-chimic. Analizele de laborator sau determinări organoleptice indică valoarea concentrațiilor finale. Apoi se separă materialul adsorbant epuizat de lichid și se pregătește o nouă șarjă. De obicei sunt cunoscute cantitățile de materiale intrate în proces, concentrațiile acestora și timpul de operare fie pe baza experienței, fie ca urmare a determinărilor de laborator sau a unor calcule anterioare. Operația de adsorbție nestăionară discontinuuă se poate urmări în schema prezentată în Fig. 12.1. Avantajele acestui sistem sunt vizibile imediat: simplitate,

flexibilitate de operare, preț scăzut, nu solicită personal calificat, control comod al procesului. Ca dezavantaje se numără operarea cu cantitate limitată de material, multă manoperă, inconstanța parametrilor funcționali.

Pentru operarea **semicontinuă**, adică atunci când materialul fluid străbate o coloană cu adsorbant solid, adsorbția se consideră „dinamică”. Pentru lichide coloana de adsorbant este străbătută de jos în sus, gazele sunt dirijate de sus în jos. De obicei sunt plasate mai multe coloane identice cu adsorbant, astfel că atunci când o coloană este în faza de adsorbție, celelalte sunt regenerate, spălate sau pregătite pentru operare.

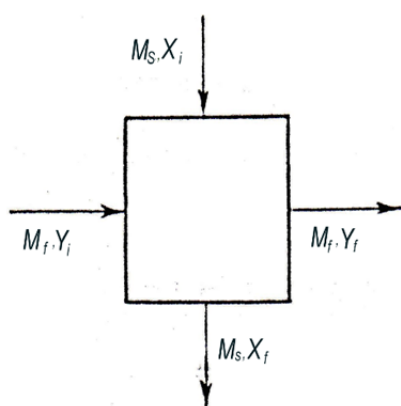


Fig. 12.1. Schema de bilanț de masă la adsorbția discontinuă

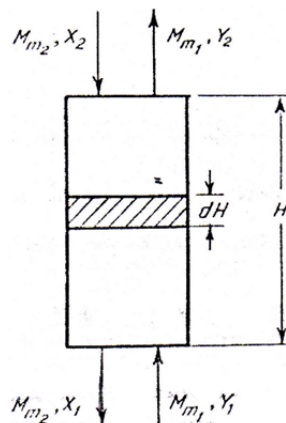


Fig. 12.2. Schema de bilanț de masă la adsorbția continuă [2]

Rețele de conducte și ventile dirijează fluxurile de materiale în sensul dorit, existând și sisteme de recuperare a adsorbitului, așa cum se sugerează în Fig. 12.3.

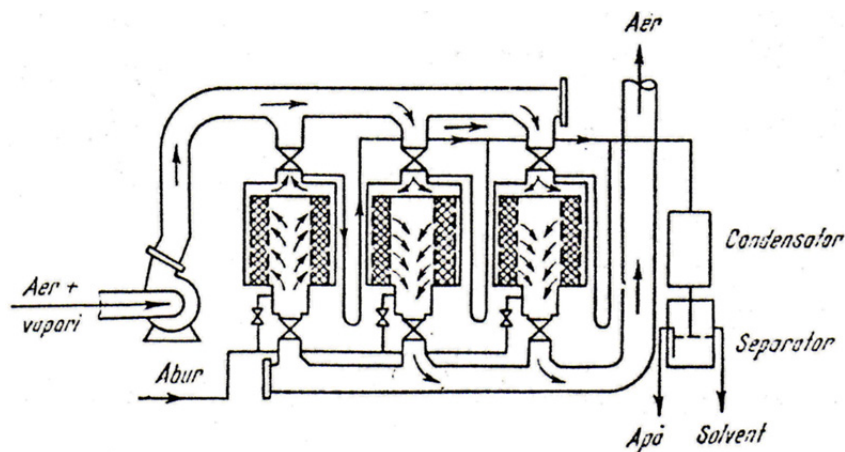


Fig. 12.3. Schema simplificată a unei instalații de adsorbție dinamică, [2, 8]

În Fig. 12.4. se prezintă sub formă grafică derularea operației de adsorbție dinamică la momente succesive. În momentul τ_a , imediat după începerea procesului, în coloana de adsorbant se disting trei porțiuni: un strat saturat cu adsorbit, un strat în curs de saturare, cu lungimea L , în care se derulează de fapt adsorbția și un strat în care nu se reține adsorbitul, acesta fiind reținut înainte de a ajunge în această zonă. La ieșire materialul mai are încă urme de adsorbit, deoarece nici un proces nu se derulează până la epuizarea totală a componentilor. Adsorbția se derulează cu majorarea zonei saturate și cu deplasarea zonei în curs de saturare înspre partea de ieșire: τ_b , τ_c , τ_d . În momentul τ_c , capătul zonei în curs de saturare a atins limita superioară a coloanei de adsorbant, iar adsorbitul începe să scape din coloană. Este așa-zisul „punct de străpungere” (break point), evoluția concentrației adsorbitului la ieșire putând fi urmărită pe diagrama concentrație - timp din partea de jos a figurii.

Până la epuizarea completă a capacității de adsorbție a coloanei, între τ_d și τ_e , momentul final, concentrația adsorbitului în fluxul de evacuare crește continuu, în final, în momentul τ_e , concentrațiile de intrare și ieșire fiind identice, iar materialul adsorbant este complet epuizat.

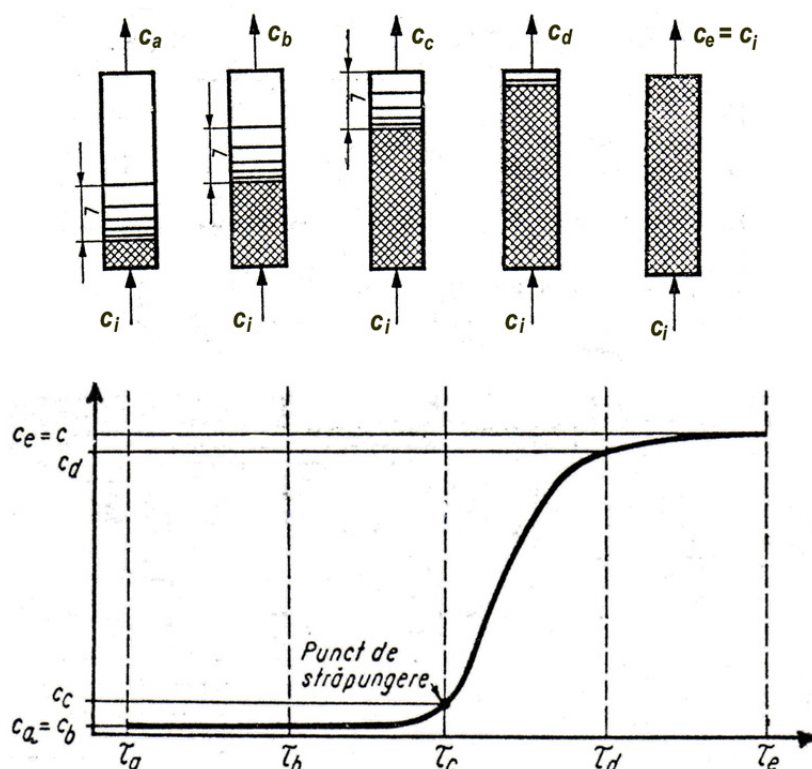


Fig. 12.4. Evoluția concentrației adsorbitului în cazul adsorbției dinamice, [8]

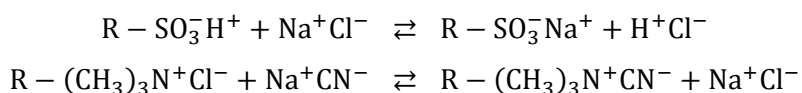
Avantajele sistemului semicontinuu: nu se vehiculează solide, care deseori sunt greu de manevrat, se pot utiliza în procese continue sau pentru cantități mari de fluide, sunt ușor adaptabile la automatizare și control, calitate constantă a fluxului de ieșire. Ca dezavantaje se numără: investiții mari inițiale și necesitatea prezenței unui personal calificat.

Pentru adsorbția **continuă** se utilizează procedeul „stratului mobil”. Solidul, adsorbantul, coboară lent printr-o coloană în contracurent cu fluidul ce conține adsorbentul. În timpul contactului materialul solid se saturează cu adsorbitul. Solidul este extras continuu din coloană pe la partea de jos și trece la faza de regenerare, apoi este realimentat în coloană pe la partea superioară. Procedeul solicită aparatură complexă, atât în faza de adsorbție propriu-zisă cât și în etapele intermediare:

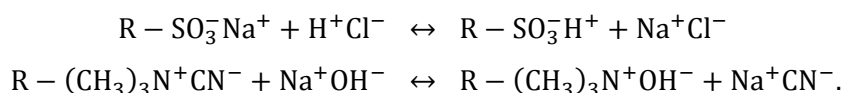
- alimentare cu solid concomitent cu separarea fluidului purificat;
- asigurarea curgerii omogene în coloană;
- extracția continuă a solidului epuizat concomitent cu alimentarea fluidului brut;
- regenerarea solidului prin stripare cu abur;
- uscarea adsorbentului regenerat.

13. Schimbul ionic

O categorie specială de materiale adsorbante solide utilizate pentru reținerea unor structuri ionizabile sunt schimbătorii de ioni. Aceste materiale sunt formate dintr-o matrice solidă insolubilă de care sunt atașate permanent, prin legături chimice, grupări ionizabile. Ca formă fizică exterioară cea mai comună este cea sferică, dar și granule cu formă neregulată, particulele având 0,3–2 mm diametru. Aceste particule au o structură interioară macro- și microporoasă, adică prezintă o suprafață specifică foarte mare. Macro- și microporii permit trecerea unei cantități de lichid prin mecanisme de capilaritate și difuziune configurațională, asigurând și o suprafață mare efectivă de contact între solid și lichid prin transportul difuzional de interfață [27, 28]. Cei mai uzuali schimbători de ioni au scheletul insolubil format dintr-o rețea tridimensională generată prin polimerizarea reticulantă „în suspensie” a unui amestec de stiren și divinil benzen. În rețeaua polimerică se introduc prin reacții chimice grupe funcționale cu proprietăți de schimb ionic. În funcție de sarcina electrică a ionului care poate fi schimbat, materialele pot fi cationiți sau anioniți. Funcționalizarea se produce pe nucleul benzenic a stirenului, fie prin sulfonare, când rezultă cationiți, fie prin cuaternarizarea grupării aminice, când rezultă anioniți. Principiul de operație de schimb de ioni este înlocuirea ionului mobil din scheletul insolubil cu altul de același semn preluat din faza lichidă. În ecuațiile chimice de mai jos, prin R s-a notat scheletul insolubil și s-a considerat o singură grupă ionizabilă.



În urma reacțiilor de dublu schimb se înlocuiesc ionii de același semn. După ce toate grupele ionizabile din schimbătorul de ioni au captat contraionii din soluție, materialul solid trebuie regenerat, adică se înlocuiesc ionii captați din faza lichidă cu alți ioni de același semn proveniți din soluțiile de regenerare, astfel că se reface structura și capacitatea de schimb inițială. Pentru regenerarea cationiților se utilizează de obicei soluții diluate 3–7 [%] de acid clorhidric sau sulfuric, iar pentru anioniți se folosește uzual o soluție diluată 2–5 [%] de hidroxid de sodiu sau de amoniu. Se mai poate utiliza pentru regenerare și soluție 8–15 [%] clorură de sodiu.



Schimbătorii de ioni sunt utilizați câteva mii de cicluri: schimb ionic-regenerare, (1500–2000), apoi trebuie înlocuiți cu material proaspăt. Epuizarea sau îmbătrânirea schimbătorilor de ioni provine de la reacțiile ireversibile dintre grupele funcționale cu elemente polivalente și de la colmatarea porilor cu materiale în suspensie aflate de obicei în ape. Cu cât valența contraionului ce reacționează cu gruparea de pe scheletul insolubil este mai mare, gradul de ireversibilitate a reacției crește. Ionii de Al, Fe, Mn, se găsesc uzual în apa tehnologică, așa încât epuizarea este inevitabilă. Îmbătrânirea apare și ca urmare a înfundării porilor cu materiale solide în suspensie aflate în soluțiile active sau de regenerare, ori ca urmare a distrugerii fizice a materialului. Îndepărtarea prealabilă a acestor impurități solide care trec peste schimbătorii de ioni previne colmatarea prematură a acestora, deci este de dorit ca schimbul ionic să fie plasat în lanțul tehnologic de epurare după sedimentare, decantare sau filtrare. Schimbătorii de ioni se caracterizează tehnologic prin parametri funcționali fizici și chimici. Parametri fizici principali pentru operare sunt: diametrul mediu al particulelor, distribuția fracțiilor granulometrice, suprafața specifică, gradul de gonflare și densitatea în vrac în stare umedă și uscată. Cu cât diametrul particulei este mai mic, reacția de schimb ionic decurge mai complet și mai rapid iar gradul de utilizare a schimbătorului este mare. Diametrul mic înseamnă și viteze mici de curgere,

pierdere mare de presiune, dispozitive mai complicate de reținere a particulelor pentru a se evita antrenarea lor de către fluid la ieșirea din aparat și un timp mai scurt între regenerări succesive. Cu cât distribuția granulometrică este mai îngustă, utilizarea capacității de schimb este mai completă, viteza de scurgere a lichidului prin coloană este mai mare și mai uniformă. O suprafață specifică mare asigură o viteză de schimb mai rapidă, o purificare avansată a lichidului ce parcurge solidul și un timp scurt de contact, dar și o colmatarea rapidă a porilor și retenții reziduale mari. Densitatea în vrac este un parametru care influențează volumul aparatelor și rezistența mecanică a fundațiilor. Cu cât gradul de gonflare este mai mare, suprafața specifică și porozitatea crește, dar apare posibilitatea de spargerea spontană a particulelor și generează dificultăți la pornirea și oprirea instalațiilor. Dintre parametri chimici sunt importanți: capacitatea de schimb, stabilitatea chimică și valența radicalului din scheletul fix al materialului. Capacitatea de schimb se exprimă în [mili echivalenți gram/gram de rășină] și cu cât este mai mare schimbătorul poate reține cantități mai mari de contraioni. Valența radicalului fix nu depășește valoarea 2, o valență mare asigurând un număr mai mare de cicluri reținere-regenerare. Schimbătorii de ioni se utilizează în același mod ca și adsorbanții solizi: în sistem discontinuu și în sistem continuu, fenomenologia și modul de calcul al procesului fiind identice. Avantajul utilizării schimbătorilor de ioni este eficacitatea foarte bună în reținerea impurităților ionice. Dezavantajele principale sunt: prețul ridicat al materialului, necesitatea regenerării ce implică reactivi și aparatură, materialul captat și recuperat trebuie procesat în continuare, solidul epuizat sau „mort” trebuie depozitat în halde specializate de deșeuri industriale. Din aceste motive utilizarea acestora este recomandată pentru reținerea poluanților ionici cu grad ridicat de periculozitate.

14. Extracția

Extracția este operația de separare totală sau parțială a unui component sau grup de componenți dintr-o soluție omogenă lichidă sau amestec de solide prin dizolvare cu un solvent selectiv. **Materia primă** sau **amestecul** inițial **de alimentare** ce conține **solutul** se separă prin contactarea cu **solventul** în **rafinat**, materialul rămas din materia primă din care s-a eliminat total sau parțial solutul și **extractul**, solventul în care a trecut solutul.

Dacă amestecul de alimentare este un lichid, operația se numește **extracție lichid–lichid** sau **rafinare**. Dacă amestecul de alimentare este un solid operația se numește **spălare**, **elutriere**, **lixiviere**, **percolare** sau **extracție solid–lichid**, iar materialul epuizat se numește **reziduu**, **steril**, **deșeu** sau **epuizat**.

Ca proces de execuție extracția constă în următoarele faze tehnologice:

- contactarea materiei prime cu solventul și transferul solutului în solvent;
- separarea celor două faze;
- recuperarea componenților valoroși.

Pentru extracția lichid–lichid, utilizată pentru epurarea fluxurilor tehnologice lichide uzate, alegerea solventului este o problemă de maximă importanță. Solventul trebuie să îndeplinească o serie de condiții tehnice, tehnologice, economice și ecologice.

Factorii principali de natură tehnică și tehnologică ce trebuie analizați sunt:

- **selectivitatea**, β , este capacitatea dizolvantului de a extrage preferențial solutul. Ea se exprimă prin raportul concentrațiilor speciilor moleculare la echilibru sau a coeficienților de repartitie, k_N :

$$\beta = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} = \frac{k_{NA}}{k_{NB}}.$$

Selectivitatea este influențată de temperatură, concentrație, tărie ionică, pH, adăsurii sau impurități. Un al doilea dizolvant, (solvent), adăugat primului poate îmbunătăți selectivitatea.

- diferența de **densitate** între solvent și amestec trebuie să fie cât mai mare pentru a ușura dispersarea și apoi separarea fazelor;
- **tensiunea interfacială** mare asigură separarea ușoară a fazelor, dar îngreunează dispersarea;
- **viscozitatea** redusă ușurează vehicularea, contactarea, solubilizarea, difuziunea materialelor și asigură intensificarea proceselor de transfer de impuls, căldură și masă;
- **solubilitatea** solventului în materia primă trebuie să fie cât mai mică, atât pentru a reduce pierderile de solvent, cât și pentru reducerea complicațiilor tehnico–tehnologice legate de prezența amestecurilor cu componenți multipli;
- **presiunea de vapori** trebuie să fie redusă, pentru a evita pierderile prin volatilizare, dar acest fapt duce la temperaturi de fierbere ridicate, cu repercusiuni asupra recuperării solventului prin distilare sau rectificare;
- **toxicitatea**, **inflamabilitatea**, **stabilitatea chimică** și **corozivitatea** se recomandă a fi cât mai reduse.

Trebuie ținut seama că simultan cu trecerea solutului în solvent se modifică uneori foarte puternic proprietățile fizice ale amestecului. Factorii economici sunt legați de: abundență, preț, disponibilitate,

modalitățile, instalațiile și costul recuperării atât a solventului cât și al solutului, valorificarea subproduselor, denocivizarea și depozitarea deșeurilor și reziduurilor. Este de dorit ca solvenții utilizați să fie cât mai puțin agresivi asupra factorilor de mediu.

Pentru extracția solid-lichid, situație ce apare în special în cazul parcurgerii de către apele meteorice a haldelor de deșeuri solide, solventul este apa iar procesul este discontinuu și trebuie tratat ca atare. În acest caz se pune problema solubilizării și deplasării în solid a solutului, posibile substanțe poluante, a drenajului din strat și a proceselor de scurgere subterană. Datorită fenomenologiei diferite, extracția lichid-lichid se studiază separat de cea solid-lichid.

La extracția lichid-lichid solventul trebuie să fie cât mai nemiscibil cu materia primă.

Extracția discontinuă cu un singur contact are un mod de operare simplu: se introduce într-un vas materia primă și solventul, se amestecă cele două faze un timp suficient pentru stabilirea echilibrului fizico-chimic, apoi se lasă în repaus pentru decantare și separarea fazelor. Se recuperează separat extractul și rafinatul, care urmează căi specifice de fabricație și utilizare.

Operația de extracție se poate reprezenta ușor într-o diagramă de echilibru în coordonate (X, Y) , adică exprimări în rapoarte molare sau masice. Pe axa X este reprezentat raportul molar, sau masic, dintre solvent și componentul A din materia primă, (M.P), iar pe axa Y este reprezentată concentrația în rapoarte molare, sau masice, a solutului A în solvent, (S) , a extractului. Curba de echilibru la extracție este dată de legea de repartitie a lui Nernst-Silov. Valorile curbei de echilibru sunt preluate din tabelele de constante fizico-chimice sau se determină experimental. Din bilanțul de materiale pentru operație rezultă:

$$M.P \cdot (X_i - X_f) = S \cdot (Y_i - Y_f);$$

$$\frac{M.P}{S} = \frac{Y_i - Y_f}{X_i - X_f} = \operatorname{tg} \beta;$$

Dacă operația are loc cu stabilirea echilibrului, deci timpul de contact este suficient de lung, $Y_f = Y_{ech}$. Înclinarea dreptei de operare depinde de raportul dintre $M.P/S$. Se remarcă faptul că o creștere a cantității de solvent duce la o scădere a concentrației solutului în materia primă.

Extracția repetată se aplică dacă se dorește un conținut final mic de solut în materia primă, adică X_f tinzând spre 0 și un consum rezonabil, cât mai mic, de solvent. Procedura este compusă dintr-o succesiune de extracții discontinue cu un singur contact. Modul de operare și calcul este similar cu cel prezentat mai sus, cu deosebirea că materia primă din fiecare treaptă de contact este rafinatul din treapta anterioară. Prin extracții repetate se poate elimina practic complet solutul din materia primă cu un consum mai redus de solvent. Procedura este aplicabilă pentru cantități mici de materii prime, pentru cantitățile mari sau fluxurile continue fiind utilizată **extracția diferențială** sau **continuă**. Acest tip de extracție înseamnă contactarea solventului cu materia primă în coloane cu umplutură sau în aparate specializate. Avantajul operării continue este eliminarea totală a solutului din materia primă și un consum redus de solvent. Dezavantajul metodei constă în aparatura specializată necesară operării și cheltuielilor mari legate de proces.

Extracția lichid-lichid se utilizează des în procesele biotehnologice pentru recuperarea cantităților mici de metaboliți din amestecul final de bioprocesare..

În cazul extracției **solid-lichid** apare ca un fenomen normal în necarea stratului de solid de către lichidul extractant. Pentru recuperarea cât mai completă a extractului și implicit a solutului, precum și pentru economicitatea procesului apare nevoia îndepărtării lichidului rămas între spațiile libere dintre particule. Acest fapt se execută prin: scurgere, filtrare, presare, stoarcere, centrifugare.

Pentru cazul particular al extracției solid-lichid, diagrama reprezentând variația forței motrice poate fi utilizată și pentru exprimarea spălării, sau epuizării materialului solid și pentru determinarea numărului de trepte de contact, (teoretice sau reale), necesare până la obținerea unei concentrații

impuse în final materiei prime. Calculul poate fi efectuat analitic sau grafic, urmând căile descrise mai sus. În Fig. 14.1. sunt prezentate situațiile posibile de operare la extracția discontinuă, (extracția cu contact unic sau contacte repetate). Procedura calculului grafic sau grafo-analitic este uzuală în inginerie îndeosebi la determinarea parametrilor de lucru în cazul proceselor cu un grad mare de neidealitate dar poate fi utilă și pentru determinarea parametrilor momentani în cazul proceselor nestăționare.

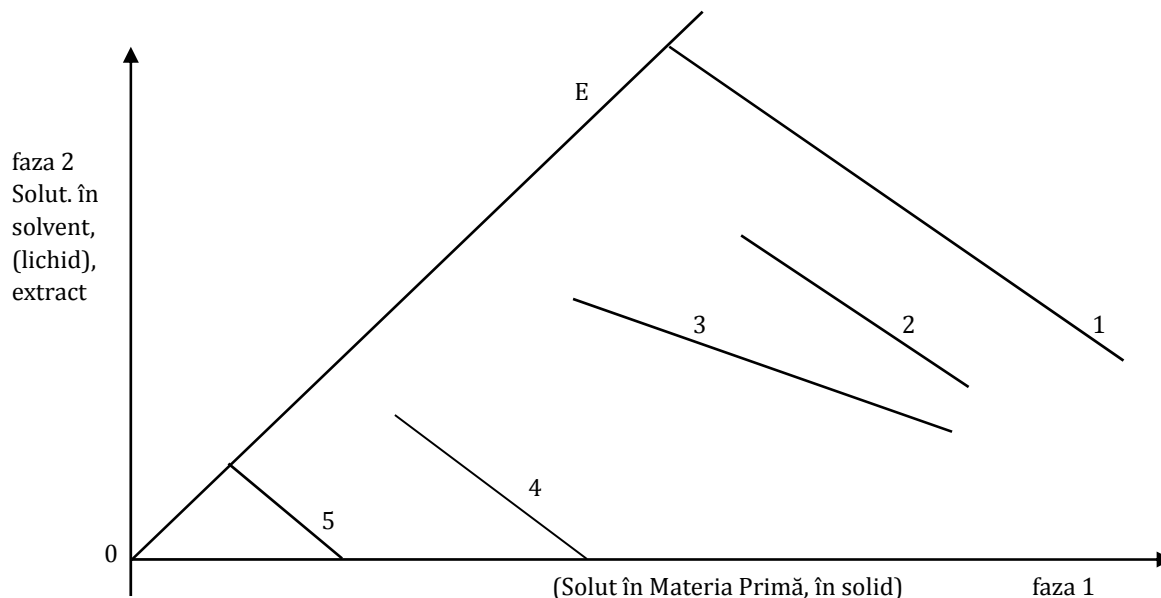


Fig. 14.1. Reprezentarea diferitelor variante de extracție discontinuă
 0 – E=linia de echilibru solid-lichid, prima diagonală a cadranelui I;
 $M.P/S = \tan \beta$, panta dreptei de operare

În Fig. 14.1. indicii 1, 2, 3, 4, 5, redau:

1. Reprezentarea extracției cu solvent având un conținut inițial de solut cu atingerea echilibrului cu un raport solvent/materie primă unitar
2. Reprezentarea extracției cu solvent cu conținut inițial de solut, la raport unitar solvent/solid, fără atingerea echilibrului
3. Extracția cu solvent conținând solut în momentul inițial al operației, la raport solvent/solut diferit de cel unitar, fără atingerea echilibrului
4. Spălarea cu solvent pur fără atingerea echilibrului, la raport solvent/solut unitar
5. Spălarea cu solvent pur cu atingerea echilibrului, la raport solvent/solut unitar.

15. Epurarea apelor uzate

Procesele de epurare a apelor uzate sunt dependente de natura poluanților principali. Dacă poluanții sunt de natură **chimică** anorganică sau organică, epurarea se bazează în principal pe reacții și procese fizico-chimice: neutralizare, precipitare, coagulare, absorbție, extracție, schimb ionic, adsorbție, urmate de sedimentare, filtrare etc... Metodele sunt foarte eficiente, extrem de rapide, complete și pot fi aplicate indiferent de tipul de poluant. Procedeele depind relativ puțin de temperatură sau de locul de plasare a instalațiilor, pot fi ușor aplicate chiar la schimbarea tipului și concentrației poluantului, dar necesită instalații, aparatură specifică și consum de reactivi specifici.

Poluanții de natură majoritar **organică**: ape reziduale de tip menajer-fecaloid dar și compuși organici de proveniență chimică sau biochimică se pretează la epurarea biologică. Acest tip de epurare este puternic dependentă de temperatură, de natura poluanților și durează mai mult, reacțiile biologice fiind mai lente. Procedura este sensibilă la schimbarea tipului de poluant și a concentrației acestuia.

Apele uzate menajer-fecaloide au drept caracteristică principală o compoziție relativ constantă, fluctuațiile de debit, temperatură și concentrații fiind mici și frecvente, această fapt depinzând de activitatea general umană, de ritmul și intensitatea ei.

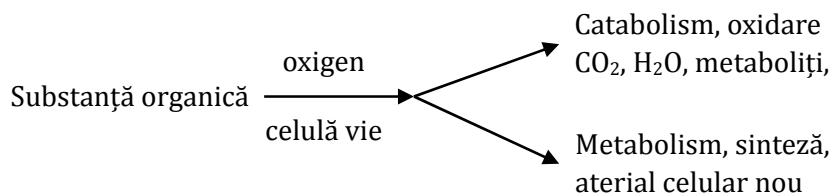
Apele industriale uzate deversează poluanți ce depind de tipul de producție și de frecvența schimbărilor tehnologice.

Întregul proces de epurare este extraordinar de complex și are la bază patru tipuri de fenomene, care deși pot fi tratate separat, trebuie privite în interacțiunea lor:

1. **fenomene fizice:** sedimentarea și decantarea, extracție, difuzie, coagulare, flotație, aerare, adsorbția substanțelor pe celule, desorbția produșilor pe metabolism etc.;
2. **fenomene chimice:** hidratări, hidrolize, precipitări, reacții acido-bazice, reacții redox;
3. **fenomene biologice:** reacții catabolice, reacții anabolice, procese de dezvoltare, creștere, înmulțire și moarte, reacții de cataliză sau inhibare enzimatică extracelulară etc.;
4. **fenomene hidrodinamice:** curgerea și distribuția solidului, lichidului și aerului, formarea sau inhibarea turbulenței, distribuția timpilor de staționare și a vitezelor de circulație, curgeri bi- și multifazice etc.

În prezent se consideră că metoda biologică de epurare este cea mai eficientă pentru îndepărtarea compușilor organici din apele uzate. Principiul de îndepărtare a compușilor organici este transformarea acestora prin reacții metabolice în produși inerți, apă, bioxid de carbon, alte gaze și masă celulară. Drept microorganisme sunt utilizate populații mixte de bacterii, ciuperci, protozoare, metazoare, alge și alte organisme inferioare. Procedeele de operare pot fi aerobe, când se urmărește predominant epurarea apei sau anaerobe, când se urmărește suplimentar și obținerea de biogaz sau alți metaboliți.

Schema generală de acțiune a celulelor vii este prezentată mai jos:

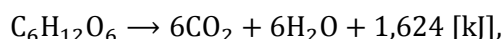


Procesele biochimice din celula vie, numite în mod generic **metabolism**, pot fi separate în procese de **dezasimilație** sau **catabolism**, reacții producătoare de energie necesară vieții celulei și **anabolism**, reacții care duc la sintetizarea de material organic nou necesar creșterii, maturizării și înmulțirii celulei. Fiecare dintre aceste procese sunt rezultatul unor reacții biochimice care se derulează pas cu

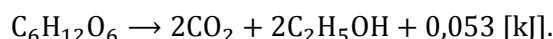
pas prin acțiunea enzimelor. Factorii care influențează activitatea celulară sunt: temperatura, pH-ul, concentrația substratului, (a compușilor asimilabili), prezența altor substanțe: săruri anorganice, inhibitori, toxine pentru enzime și celule etc. Fiecare celulă vie și enzimă are un domeniu optim de dezvoltare și reactivitate. În afara acestui domeniu activitatea celulară este încetinită sau stopată. De exemplu temperatura scăzută încetinește toate tipurile de reacții biochimice, iar o temperatură ridicată poate denatura enzimele celulare. Denaturarea proteinelor poate fi datorată și pH-ului extrem, concentrațiilor ridicate de ioni metalici ai elementelor tranzitionale, șocuri de concentrații saline, prezenței radiațiilor, ultrasunetelor, microundelor etc. Enzimele se găsesc atât în interiorul celulelor, (enzime endocelulare), cât și în exteriorul celulei, (enzime extracelulare), dar sunt secretate tot de către celula vie. Rolul celor extracelulare este de a transforma substanțele cu moleculă mare în fragmente mai ușor asimilabile de către celulă.

Pe scurt și într-un mod simplificat, procesul de epurare biologică are loc după următoarea fenomenologie: substanțele asimilabile, exprimate convențional sub forma Consumului Biochimic de Oxigen, **CBO**, se adsorb la suprafața solidă a membranei celulare a biomasei. Enzimele extracelulare atacă acești compuși începând degradarea lor în molecule mai mici, care pot trece prin peretele celular în interior. Aici suferă procesul de metabolizare, iar produșii sunt evacuați în exteriorul celulei.

Reacțiile de metabolizare în mediu aerob, (în prezența oxigenului), produc mai multă energie decât cele din mediu anaerob. La biooxidarea aerobă a glucozei rezultă:



iar la cea anaerobă:



Reacțiile din mediu anaerob generând mai puțină energie conduc la apariția unei cantități mai mici de biomasă. Astfel din 100 kg de zahăr se pot forma 27 kg substanță celulară uscată de drojdie de bere, (*Sacharomyces Cerevisiae*), +CO₂ + H₂O în reacție aerobă, dar numai 5 kg substanță celulară uscată de drojdie de bere și 48 kg etanol și CO₂ în mediu anaerob.

Pentru creșterea populației microbiene sau a biomasei este nevoie de o cantitate de biomasă inițială, (inocul), un mediu de cultură, de substrat și de condiții fizico-chimice propice. Înmulțirea celulelor urmează o curbă specifică, prezentată mai jos.

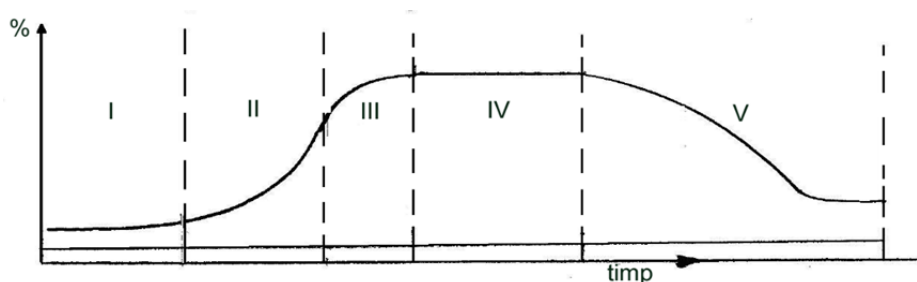


Fig. 15.1. Curba de creștere a biomasei

În prima perioadă, numită **perioadă de lag, (I)**, după introducerea inoculului și omogenizarea proprietăților întregului amestec, biomasa inițială, (inoculul), se acomodează cu mediul de cultură, substratul și condițiile noi de viață. Cantitatea de biomasă nu crește semnificativ, ea doar se adaptează la mediu și își pregătește materialul enzimatic propriu pentru procesarea substratului. Lungimea perioadei de lag depinde de tipul substratului, a biomasei și condițiile de lucru.

În perioada următoare, numită **perioada de creștere exponențială sau accelerată, (II)**, biomasa metabolizează intens substratul și preponderent se înmulțește. Este perioada în care populația de celule noi se multiplică pe seama energiei preluate din degradarea substratului, concentrația acestuia scăzând rapid.

Urmează **perioada de încetinire a creșterii, (III)**, care se datorează reducerii concentrației de substrat și apariția inhibiției dezvoltării celulare prin acumulare de metaboliți sau de produși de metabolism. Viteza de înmulțire a celulelor scade, ca și numărul celulelor noi, cantitatea totală de biomasă tinzând înspre o limită maximă.

În **perioada de platou, (IV)**, există un echilibru între organismele care mor și cele care apar; celulele sunt distruse fie pe propriile enzime, fie sunt consumate de alte microorganisme. Cantitatea de biomasă rămâne practic constantă în timp.

Urmează **perioada de declin, sau de moarte, (V)**, în care celulele dispar din cauza îmbătrânirii biologice, altele noi nu mai cresc din lipsă de substrat și acumularea metaboliților sau produșilor. Cantitatea totală de biomasă se reduce datorită reacțiilor secundare sau a consumului acestora de către alte sisteme biologice.

În cazul operării în sisteme continue, prin controlul procesului se urmărește funcționarea instalațiilor la limita dintre perioada de creștere explozivă și de încetinire, unde consumul de substrat este maxim.

Îndiferent dacă procedura de epurare este aerobă sau anaerobă, schema bloc a principiului de epurare cuprinde trei blocuri, (trepte), funcționale, vezi Fig. 18.2: epurarea preliminară, primară, (faza I), epurarea biologică propriu-zisă, (faza a II-a) și epurarea finală, (faza a III-a), între blocurile trei și doi existând un traseu de recirculare.

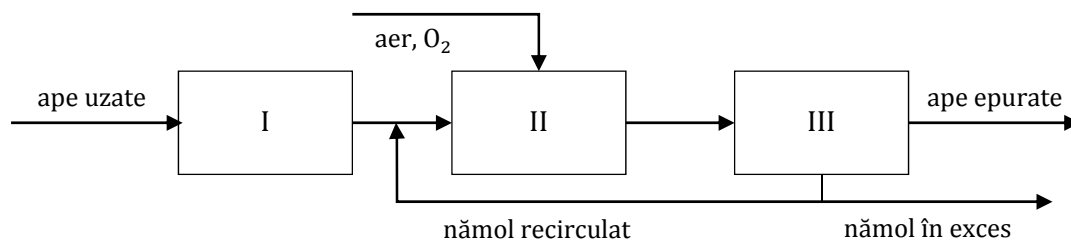


Fig. 15.2. Schema bloc a epurării biologice

Principiul funcțional este următorul: apa uzată intră într-un bloc de epurare primară unde sunt reținute impuritățile grobe mecanice solide, cele plutitoare și filmul de ulei, (hidrocarburi). Acest bloc preliminar cuprinde: contorul de apă intrată, grătare, decantoare, distribuitoare de apă și reactivi, sisteme de dozare și amestecare etc. Rolul blocului preliminar este de a îndepărta o cantitate cât mai mare din impurități prin metodele tradiționale, pentru a reduce sarcina treptei de epurare biologică, unde procesele sunt mult mai lente. Nămolul și spuma colectate din treapta preliminară de obicei se depozitează separat, având alte caracteristici fizico-biologice decât nămolul din celelalte două trepte. În primul bloc funcțional, cu timpul se dezvoltă o floră microbiană anaerobă, care acționează în profunzimea bazinului. Buna funcționare a biomasei anaerobe se observă prin degajarea de bule de gaz dinspre fundul bazinului spre suprafață, dar fără a antrena flocoane de nămol.

Limpede din prima treaptă trece în al doilea bazin numit bazin de aerare, bioreactor sau fermentator. Aici apa uzată preepurată se amestecă cu inoculul, care este format din nămolul biologic recirculat și are loc metabolizarea impurităților din apă, care constituie substratul pentru biomasă. Acest bloc poate funcționa aerob sau anaerob, în raport cu tehnologia aleasă. Materialul din bioreactor este format dintr-un amestec de apă epurată și nămolul format din impurități solide și biomasa generată. Acest flux intră într-un decantor final din care limpedele este deversat în efluenți iar nămolul este divizat în două părți: majoritatea, 55–65 [%], se recirculă în treapta a doua de epurare constituind inoculul, iar nămolul suplimentar, 45–35 [%], este evacuat și plasat în paturi de nămol în vederea uscării. Din totalul de poluanți sau încărcătura apelor uzate prin acest sistem se elimină aproximativ 95 [%] din poluanții inițiali.

Pentru epurarea biologică a apelor uzate aparatul principal este fermentatorul sau bioreactorul. În bioreactor, în urma metabolismului, între 40–60 [%] din cantitatea de încărcare a apelor uzate inițiale

se transformă în biomasă. Aceasta este organizată într-un biotop complex, biocenoza conținând viruși, bacterii, ciuperci, protozoare și metazoare inferioare, uneori pot apărea alge verzi, albastre sau roșii. Biomasa are o compoziție fluctuantă în timp, structura ei fiind dată de compoziția poluanților, concentrația lor, temperatura, concentrația în oxigen și săruri a apei din fermentator și de regimul de exploatare. Funcționarea unei stații de epurare poate fi dependentă de raportul între cantitățile de apă menajeră și apă industrială.

Pentru bunul mers al epurării biologice, în afară de aportul de substanțe organice asimilabile mai trebuie să existe mineralele esențiale azot și fosfor. Datele de specialitate prezintă următoarele limitele de nutriție a biomasei:

$$\text{CBO: azot: fosfor} = 150: 5: 1, \quad \text{respectiv} \quad \text{CBO: azot: fosfor} = 90: 5: 1.$$

O bună epurare este reprezentată de oxidarea totală a azotului la azotat.

Biomasa se aglomerează în așa numitele flocoane, o structură complexă formată din material gelatinos secretat de microorganisme care leagă particule minerale fine, (nisip, argilă, caolin), impurități lichide sau solide submerse, microorganismele, algele și protozoarele sau ceilalți participanți la biocenoză. Floconul este considerată unitatea structurală pentru nămolul biologic activ.

Pentru caracterizarea gradului de încărcare cu poluanți s-au definit o serie de parametri măsurabili prin metode de laborator. Pentru orice tip de analiză fizico-chimică este importantă destinația, modul de realizare, (chiar dacă este strict executată după standardele în vigoare), și semnificația valorilor sau a mărimilor care apar din datele de laborator pe buletinele de analiză. Interpretarea acestora este în sarcina și responsabilitatea celor care vor beneficia și vor lua decizii în urma citirii acestor acte oficiale.

Modul în care sunt interpretate aceste rezultate nu face parte integrată din metodologia de lucru, aici se prezintă modul în care trebuie să se înțeleagă legătura dintre valorile unor parametri ce descriu gradul de poluare și procesul de epurare.

Baza logică și fenomenologică a epurării apelor uzate din comunitățile umane are ca fundament degradarea unor materiale cu conținut de carbon, hidrogen și microelemente existente în apele uzate de către populațiile de bacterii și microorganisme existente în nămolul activ din stațiile de tratare. Aceste microorganisme se dezvoltă și spontan în canalizările urbane, creerea factorilor favorabili de dezvoltare și creștere în stațiile de tratare fac doar mai eficientă, dirijată și controlată activitatea acestora. Acțiunea acestor microorganisme, numite în continuare biomasă, poate avea caracter anaerob sau aerob, în raport cu tipul de bacterii și condițiile de operare. Trecerea de la sistemul de viață aerob la cel anaerob poate fi spontan, dar decurge în timp, cu „aclimatizarea” populațiilor la condițiile noi apărute.

Posibilitatea creșterii biomasei din epuratoarele biologice pe seama materialelor în suspensie ori dizolvate fie de natură organică sau anorganică, atât pe seama oxigenului dizolvat sau în procese anaerobe se cuantifică prin parametri globali exprimați prin capacitatea totală metabolică în diferite condiții. Acești parametri de control și urmărire a proceselor mai des amintiți sunt:

- CCO – consumul chimic de oxigen;
- CBO – consum biochimic de oxigen;
- COT – carbon organic total.

CCO exprimă necesarul de oxigen generat pe cale chimică pentru oxidarea materialelor dintr-o probă de ape uzate. Materialul ce formează impuritățile și este dizolvat în probele analizate sunt exprimate indirect prin cantitatea de oxigen necesară oxidării complete la apă și bioxid de carbon prin acțiunea unor oxidanți. STAS-urile prevăd determinarea consumului de oxigen prin două metode:

- cu permanganat de potasiu, CCO_{Mn} ;
- cu bicromat de potasiu, CCO_{Cr} .

Procedura este următoarea: proba de analizat se acidulează și se adaugă agentul oxidant. Se aduce la fierbere și se refluxează un timp determinat. Concentrația în oxidant a soluției înainte și după refluxare se determină titrimetric cu sulfat fero-amoniacal în prezența feroiniei ca indicator sau colorimetric. Prin calcul, din diferența între concentrația de oxidant inițială și finală se determină cantitatea de oxidant consumată de probă, deci consumul de oxigen.

Există unele observații de care de obicei nu se ține seama în interpretarea rezultatelor generate de analizele de CCO.

1. Unele substanțe organice: hidrocarburi alifatic liniare, unele hidrocarburi aromatice, piridina și derivații ei, amine alifatic **nu** sunt oxidate în aceste condiții, sau sunt oxidate numai parțial.
2. O altă serie de compuși: alcooli și acizi alifatici normali și ramificați sunt oxidați numai în prezența catalizatorului de sulfat de argint.
3. Substanțele reducătoare de natură anorganică: sulfiți, fosfiți, sulfuri, azotiți, metale cu stare de valență inferioară generează valori mai mari a CCO fără ca aceste mărimi să fie reprezentative pentru degradarea substanțelor organice.
4. Clorurile, în special în prezența compușilor cu azot generează valori mai mari ale CCO prin formarea substanțelor volatile, în special azot molecular. Cu cât conținutul de cloruri este mai mare, cu atât se obțin valori mai mari a CCO, dar fără să se poată face o legătură cu conținutul de materii organice.
5. Scăderea CCO din apele trecute prin sistemele de epurare indică reducerea materialelor de natură organică eliminate de către microorganismele din stația de epurare. Determinarea CCO la ieșirea din stație trebuie efectuată din apele **decantate**, pentru a nu încărca suplimentar valorile cu materiile din structura microorganismelor antrenate sau distruse aflate în suspensie.
6. Toate determinările care au surse de carbon ușor de metabolizat: glucoză, dextroză, lactoză, zahăr, amidon solubil etc. indică valori mult mai mari pentru CCO decât cele calculate pentru valoarea remanentă a compusului. Acest lucru se datorează prezenței microorganismelor care au crescut intens pe baza sursei de carbon, aceste microorganisme fiind de fapt tot substanțe organice, dar care nu se pot reține în nămol, fiind neagregate și apar în „apa” supusă analizei.
7. Diferența între CCO la intrarea și ieșirea din stația de tratare nu se poate pune numai pe seama creșterii biomasei, CBO-ul fiind mult mai mic, restul de material fiind înglobat în microorganisme prin procesele de creștere și înmulțire.
8. Efectuarea determinărilor CCO cu bicromat sau cu permanganat de potasiu duc la diferențe mari între aceleași probe, raportul valorilor pentru aceleași probe fiind între 9 și 13. Acest fapt se datorează diferențelor de potențial redox dintre speciile de ioni, dar acest aspect se poate elimina respectând metodologia standard, operarea cu bicromat de potasiu.

COT reprezintă cantitatea totală de materiale organice exprimate sub formă de carbon. Se determină prin combustia probei și determinarea bioxidului de carbon rezultat. Față de CCO, se oxidează toate substanțele organice, reproductibilitatea fiind mult mai bună. Raportul dintre CCO și COT variază între 2,77 și 3,42, este un interval foarte mic, este reproductibil experimental și este dat de compuși foarte greu oxidabili prin metoda CCO. Această valoare are un rol important în determinarea cantităților de material organic și anorganic din proba supusă analizei. Posibile surse de erori la determinarea COT sunt prezența unor carbonați și bicarbonați în apele respective de aceea COT discutat simultan cu determinarea durtății apelor.

CBO evaluează cantitatea de oxigen consumată de către bacterii și alte microorganisme în timpul reacțiilor biologice de metabolism al substanțelor organice. Oxidarea se realizează cu microorganisme și testul arată fracțiunea din materialele din apă ce poate fi utilizată pentru creșterea și metabolismul celular. Testul este de importanță covârșitoare pentru estimarea modului de reducere a încărcării cu substanțe organice a efluenților, dar nu trebuie absolutizat.

Pentru determinare, proba de apă uzată se diluează cu apă distilată saturată cu oxigen, se adaugă un complex de săruri și un inocul de microorganisme, apoi se împarte în două părți: una se analizează imediat în vederea determinării cantității de oxigen, cealaltă probă de menține în condiții controlate la întuneric și la temperatură constantă un timp prestabilit. Se determină apoi conținutul de oxigen după perioada de incubare. CBO rezultă din diferența dintre valorile concentrațiilor de oxigen din cele două probe.

Utilizarea de lungă durată a testului a făcut să se uite unele deficiențe ale sale, principalele fiind generate de modul de operare și de structură a analizei:

1. este un test calitativ, valabil strict în condiții de comparație;
2. este valabil doar în condițiile de inoculare specifice;
3. este sensibil la extrem de micile diferențe de mod de operare;
4. nu poate fi comparat prin valorile generate cu CCO sau COT;
5. exprimă doar ce se poate asimila de către organisme în condiții date;
6. este un test bazat pe diluție;
7. nu ia în considerare condițiile de microelemente din soluție;
8. exprimă cel mai bine cinetica specifică de creștere a biomasei.

Deși nu se pun probleme respectarea condițiilor de lucru sau de acuratețe a modului de determinare, principalele surse de erori sau deosebiri de valori provin din surse independente de laborator sau de instrumentație:

1. modul și procedurile de saturare cu oxigen ale probei;
2. menținerea condițiilor de operare la transvazarea apei saturate;
3. tipul și concentrația inoculului;
4. menținerea un timp relativ lung a probei în condiții „constante și controlate”.

CBO₅ este o valoare adoptată după consumul de oxigen la 5 zile de la inoculare și este o valoare acceptată pe plan internațional. Valoarea are la bază faptul că în Marea Britanie, unde s-a aplicat prima dată procedura, nici un râu nu are un parcurs mai mare de 5 zile până la vărsarea în mare, deci în această perioadă materialele deversate pot fi degradate într-o măsură mai mare sau mai mică.

CBO poate fi considerat a exprima în condiții standardizate procesele complexe reprezentate de:

- oxidarea carbonului și hidrogenului din substanțele organice folosite drept sursă de hrană de către microorganismele aerobe;
- oxidarea azotului din azotiți, amoniac și substanțe organice cu azot de către bacterii specifice (*Nitrosomonas* sau *Nitrobacter*);
- oxidarea unor substanțe reducătoare: ioni feroși, azotiți, sulfiți, sulfuri, ce reacționează chimic cu oxigenul dizolvat;
- suprapunerea unor cinetici diferite de creștere a tipurilor de microorganisme care se dezvoltă succesiv;
- dezvoltarea populațiilor de protozoare care devorează microorganismele ce metabolizează substraturile.

CBO este un parametru foarte important pentru că arată cât material organic dispare în condițiile de lucru, este un test calitativ, care se efectuează în condiții de comparație și este valabil numai în condiții de inoculare specifică. Este foarte sensibil la micile greșeli parametrice sau mod de operare. Valorile oferite de CBO nu se pot compara cu cele de COT și CCO pentru că baza fenomenologică este complet diferită și nu se iau în considerare microelementele existente inițial. CBO exprimă oxidarea unor agenți reducători prin reacții catalizate enzimatic precum și suprapunerea unor cinetici a diferitelor reacții chimice și biochimice, modul de dezvoltare a populațiilor de metazoare și protozoare.

Avantaje: exprimă exact și corect cinetica de creștere a biomasei în condițiile de lucru.

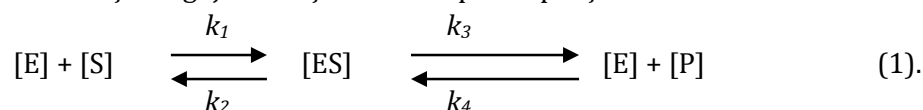
Precauții necesare a fi luate pentru determinarea CBO_5 :

- modul de saturare a apei cu oxigen;
- modul de menținere, „în condiții constante” a probei timp de 5 zile;
- tipul și concentrația inoculului.

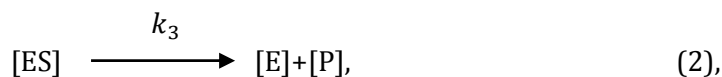
Datorită complexității reacțiilor chimice sau biochimice care au loc în cadrul bioreactoarelor de conversie a substratului în produși, se preferă într-o primă aproximare a se asimila totalitatea reacțiilor într-una singură, globală, care concentrează toate caracteristicile reacțiilor biochimice.

Din punct de vedere fenomenologic, se poate face o distincție între două tipuri fundamentale de reacții: cele aerobe și cele anaerobe.

Pentru majoritatea reacțiilor enzimatice se respectă cinetica de tip „**Michaelis-Menten**”. Modelul fizic pornește de la fenomenologia de contactare a substratului, S , în exces în mediul de reacție față de enzima, E , care are o concentrație neglijabilă față de restul participanților:



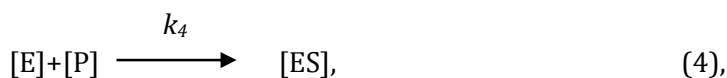
Reacțiile sunt reversibile și de echilibru, dar fiecare etapă are caracteristici specifice. În ecuația chimică globală de mai sus, $[E]$ este concentrația enzimei în mediul de reacție, $[S]$ este concentrația substratului, $[ES]$ este complexul activat, (sau starea de tranziție substrat-enzimă), singurul care poate genera reacțiile următoare, iar $[P]$ este concentrația produsului de reacție. (Modul de exprimare al concentrațiilor este arbitrar). Complexul activat este o stare specială fizico-(bio)chimică intermediară între (bio)catalizatori și reactanți care generează în continuare fie produsul final și eliberează (bio)catalizatorul, (enzima), după relațiile:



fie poate regenera materialele de pornire:



În cazul luat în discuție, reacția inversă:



se poate considera neglijabilă, din cauza faptului că atât produsul de reacție, cât și starea de tranziție, (complexul activat), sunt în concentrație redusă, neglijabilă, justificarea afirmației fiind că excesul de produs provoacă binecunoscuta „inhibiție prin produs” a reacțiilor biochimice, iar starea activată este reglementată de starea cuantică a stărilor de tranziție și de concentrația enzimei, care este foarte redusă. În aceste condiții viteza de reacție totală a sistemului poate fi scrisă global:

$$\frac{dP}{d\tau} = w_{\text{reacție}} = k_3 \cdot [ES]. \quad (5).$$

În ipoteza stării staționare de operare, adică menținerea valorilor constante a parametrilor de lucru în timpul funcționării, viteza de dispariție a complexului activat, ES , depinde de reacțiile notate cu (2) și (3):

$$-\frac{d[ES]}{d\tau} = k_2 \cdot [ES] + k_3 \cdot [ES] \quad (6).$$

La echilibrul funcțional, viteza de dispariție a complexului activat este egală cu viteza sa de formare:

$$k_1 \cdot ([E] - [ES]) \cdot [S] = k_2 \cdot [ES] + k_3 \cdot [ES] \quad (7).$$

Din relația de mai sus, prin rearanjare matematică se obține:

$$\frac{([E] - [ES]) \cdot [S]}{[ES]} = \frac{k_2 + k_3}{k_1} = k_M; \quad (8),$$

și mai departe:

$$[ES] = \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]} \quad (9).$$

Din relație se observă că viteza reacțiilor enzimatice considerate în acest caz la modul global sunt proporționale cu concentrația complexului activat, adică:

$$\frac{d[ES]}{d\tau} = k_1 \cdot [E] \cdot [S] - k_2 \cdot [ES] - k_3 \cdot [ES] = 0 \quad (10),$$

$$\text{sau: } W_{\text{TOTAL}} = k_3 \cdot [ES] \quad (11).$$

Dacă se consideră că întreaga cantitate de enzimă prezentă la un moment dat în sistem participă la reacție, este rațional să se deducă faptul că viteza de reacție este maximă, la fel ca și debitul de produs de reacție. În aceste condiții, întreaga cantitate de enzimă este în stare activată, ES , și participă la proces, așadar: $[E] = [ES]$, apoi în continuare:

$$w_{\max} = k_3 \cdot [E]. \quad (12)$$

Eliminând prin operații matematice expresiile concentrațiilor necunoscute și greu de determinat experimental ale complexului activat din ultimele relații, se obține:

$$w = k_3 \cdot \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]}, \quad (13)$$

o relație dependentă de parametri măsurabili ai procesului.

Prin împărțire cu expresia vitezei maxime a procesului, rezultă o expresie simplificată:

$$w = k_3 \cdot \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]} \quad / \quad w_{\max} = k_3 \cdot [E], \quad (14)$$

$$\frac{w}{w_{\max}} = \frac{k_3 \cdot \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]}}{k_3 \cdot [E]}; \quad (15),$$

adică:

$$\text{sau: } w = \frac{w_{\max} \cdot [S]}{k_M + [S]}, \quad (16),$$

expresie cunoscută sub numele de relația Michaelis - Menten [34, 35]. Dacă se inversează relația prin procedee matematice, rezultă așa-zisa liniarizare Lineweaver-Burke [34, 35]:

$$\frac{1}{w} = \frac{k_M + [S]}{w_{\max} \cdot [S]}, \quad (17),$$

sau sub o altă formă:

$$\frac{1}{w} = \frac{k_M}{w_{\max} \cdot [S]} + \frac{1}{w_{\max}} \quad (18).$$

Aceste expresii matematice permit determinarea principalilor parametri de operare ai instalațiilor de epurare biologică pentru condițiile de lucru locale. Reprezentarea în coordonate $1/w$ și $1/[S]$ generează ordonata la origine: $1/w_{\max}$, adică viteza maximă a procesului în funcție de concentrația

substratului, iar tangenta drepteii, $\operatorname{tg} \alpha = \frac{k_M}{w_{\max}}$, oferă constanta cinetică a reacției.

Se prezintă mai jos cele două scheme principale ale tratării biologice „cu nămol activ” în situația de operare nestaționară, Fig. 15.3., adică pentru sisteme discontinue de capacitate redusă, și cea de operare în sistem continuu, Fig. 15.4., adecvată pentru debite și capacități mari de producție.

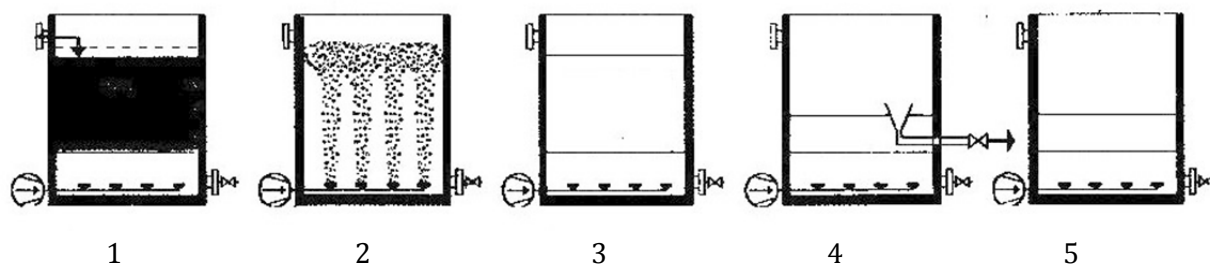


Fig. 15.3 Schema de principiu a epurării biologice în sistem discontinuu
1 - umplerea; 2 - aerarea; 3 - sedimentarea; 4 - descărcarea apei epurate; 5 - descărcarea nămolului excedentar

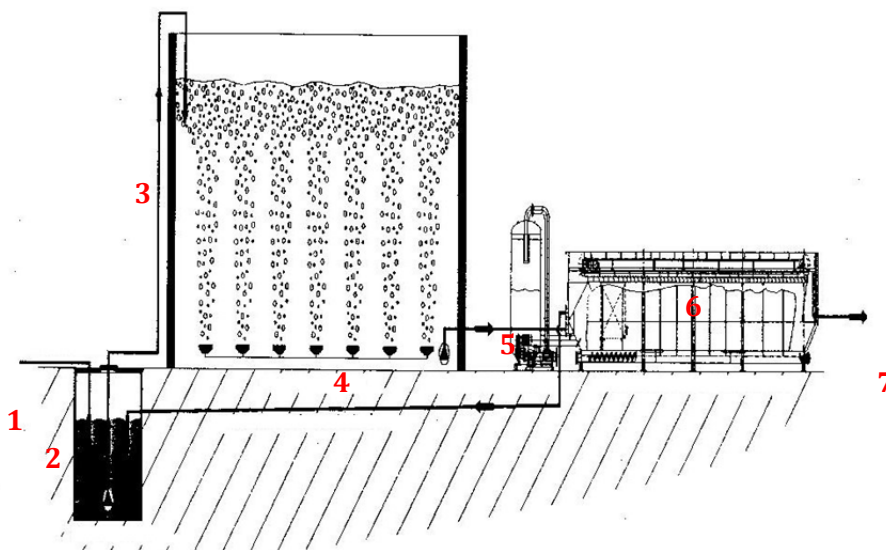


Fig. 15.4. Schema de principiu a epurării continue
1 - intrarea apei pretratate; 2 - vas intermediar; 3 - admisia apei brute; 4 - aerarea în bazin;
5 - sistem de evacuare (apă+nămol); 6 - filtrarea nămolului cu recircularea sa; 7 - evacuarea efluentului

16. Aspecte teoretice și experimentale privind studiul ingineriei [36–56]

În studiul ingineriei, precum și în a tuturor științelor legate de natură și realitatea obiectivă, cercetarea și studiul experimental urmărește obținerea unor date prelevate din situații concrete, atât pentru caracterizarea situației locale, cât și pentru a se încerca evaluarea și generalizarea procesului pentru alte posibile situații. Aceste date pot fi utilizate în caracterizarea procesului respectiv, pentru un fenomen sau operație, pentru verificarea unor ipoteze de calcul sau pentru validarea modelelor teoretice obținute pe alte căi. Trebuie precizat că valorile parametrilor rezultați din măsurători experimentale constituie cea mai puternică bază de argumente în favoarea sau împotriva modelelor teoretice sau empirice considerate anterior drept ipoteze de calcul.

Valorile determinate experimental pentru parametri de operare se utilizează pentru realizarea modelului matematic specific. Modelul matematic reprezintă expresia funcției matematice care descrie procesul studiat în raport cu parametri mășurați sau luați în considerare. Fiind o funcție matematică, în expresia ei apar coeficienți numerici, caracteristici atât tipului de relație ce descrie fenomenul, dar și specifici situației concrete din care s-au prelevat datele experimentale. Corelând nomenclatura specifică aparatului matematic cu cea a practicii științifice și tehnologice uzuale, se pot efectua echivalările:

argument = parametru;

valoarea funcției = răspuns, efect, rezultat;

funcție = traseu de evoluție pentru fenomen;

puncte caracteristice = limite de domenii de operare.

Din acest punct de vedere, expresiile cantitative între parametri procesului reprezintă funcția care descrie fenomenul, altfel spus modelul matematic:

$$f_i = |X| = 0, \quad i = 1, 2, 3, 4, \dots, m,$$

$|X|$ fiind vectorul variabilelor, parametrilor, având minimum 2 componente $(x_1, x_2, x_3, x_4, \dots, x_m)$;
 m fiind numărul de componente x a vectorilor variabilelor.

Funcțiile matematice care exprimă dependența variabilelor pot fi:

- funcții raționale, ecuațiile ce descriu procesul fiind deduse plecând de la considerentele teoretice generale;
- funcții empirice, forma funcției fiind dedusă prin corelarea, (prelucrarea) matematică a datelor experimentale prelevate de pe un model sau direct din fenomenul în derulare.

Între aceste situații limită, există funcțiile semiempirice, caz în care se aplică o corecție a datelor teoretice față de realitatea generată de un model specific, de un experiment, de un caz individual, sau o generalizare pe modele de același tip.

Funcțiile raționale

Funcțiile raționale se obțin prin studii de natură matematică, prin metode specifice, pornind de la fenomenul și modelul fizic, de la ecuațiile și relațiile generale care definesc fenomenologia, respectiv relațiile matematice de bilanț de materiale și energie. În termeni curenți de exprimare, acest procedeu a primit numele de „demonstrație”. Prin acest procedeu de lucru se obține forma generală a funcției matematice și uneori chiar coeficienții numerici.

Principalele metode utilizate în mod curent sunt:

- rezolvarea analitică a ecuațiilor diferențiale ale fenomenelor de transport și transfer;
- rezolvarea numerică sau prin metode grafo-analitice a acestor ecuații;
- tratarea prin analogie a proceselor și fenomenelor;
- aplicarea metodelor analizei dimensionale.

Exemple.

A) Soluția analitică

Obținerea relației de calcul a variației temperaturii în grosimea δ a unui perete plan cu conductivitate termică λ a căror fețe au temperaturile T_{-1} și T_{-2} .

Se pornește de la ecuația diferențială generală de transport de proprietate, căreia i se impun condițiile specificate în enunț, adică: regim staționar, fără surse de proprietate, transport unidirecțional, sistem cu proprietăți fizice constante și condițiile la limită și de material precizate.

Ecuația generală de transport termic pe direcția x a spațiului este:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} + w_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} + w_y \cdot \frac{\partial T}{\partial y} + w_z \cdot \frac{\partial T}{\partial z} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + S_T$$

în care: - T este temperatura, [$^{\circ}\text{K}$];

- τ este timpul, [s];

- x, y, z sunt coordonatele spațiale, [m];

- w este viteza de deplasare a materialului, [m/s];

- $a = \lambda / \delta \cdot c_p$ este difuzivitatea termică a materialului, [m^2/s];

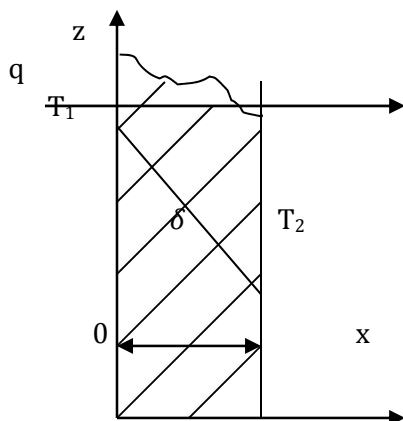
- λ este conductivitatea termică a materialului peretelui, [$\text{W}/\text{m} \cdot ^{\circ}\text{K}$];

- ρ este densitatea materialului, [Kg/m^3];

- c_p este căldura specifică a materialului, [$\text{J}/\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$];

- S_T sunt sursele interne de căldură.

Modelul fizic pentru situația prezentată în enunțul temei este prezentat mai jos:



Condițiile specifice temei sunt:

- regim staționar, ceea ce implică:

- flux unitar de căldură constant, $q = \text{const.}$;
- temperaturi constante în timp în orice punct;
- T_1 și T_2 sunt constante în timp;
- conform desenului rezultă că $T_1 > T_2$,
- fluxul este pe direcția axei x ;
- λ este constant;
- c_p are valoare constantă;
- ρ are valoare constantă în timp și spațiu.

În enunțul problemei se specifică un regim staționar de operare, deci primul termen al ecuației, cel depinzând de timp dispare, timpul fiind un parametru constant al procesului. Fiind vorba de transmiterea căldurii printr-un perete solid, termenul de transport convectiv nu are sens fizic și se anulează, la fel ca termenul care descrie prezența surselor interne de căldură. Trecerea căldurii de pe o față pe cealaltă a peretelui înseamnă un transport unidirecțional, perpendicular pe fața peretelui, așa încât termenii care descriu transportul conductiv pe direcțiile y și z ale spațiului se anulează. Din

prisma acestor considerații, ecuația generală de transport termic devine particularizată pentru cazul enunțat sub forma:

$$a \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} = 0$$

Pentru rezolvarea matematică a ecuației particularizate, trebuie să se țină seama că a , difuzivitatea termică a peretelui, este o constantă de material, deci are valori reale, pozitive și nenule, deci $a \neq 0$. După trecerea de la derivatele parțiale la cele totale, rămâne de soluționat ecuația evidentă:

$$\frac{d^2 T}{dx^2} = 0,$$

proces realizabil prin separarea variabilelor și integrare succesivă:

$$\frac{dT}{dx} = C_1,$$

respectiv:

$$T = C_1 \cdot x + C_2.$$

Expresia evoluției temperaturii în grosimea peretelui este o funcție de ordinul 1, adică temperatura se modifică liniar în raport cu fața luată drept referință, adică cea notată cu indice 1.

Constantele de integrare C_1 și C_2 se pot particulariza din condițiile la limită a sistemului, condiții care apar în enunțul problemei:

- pentru fața notată cu 1 condiția este: $x = 0; T = T_1$;
- pentru fața notată cu 2: $x = \delta; T = T_2$.

Cu aceste două condiții la limită specifice sistemului studiat se pot obține valorile constantelor de integrare C_1 și C_2 , prin rezolvarea sistemului cu două ecuații și două necunoscute ce derivă din acestea:

$$T_1 = C_2,$$

$$T_2 = \delta C_1 + C_2, \quad \text{sau:} \quad C_1 = \frac{T_2 - T_1}{\delta}.$$

Expresia evoluției temperaturii în grosimea unui perete plan devine astfel:

$$T = \frac{(T_2 - T_1)}{\delta} \cdot x + T_1.$$

Dacă se consideră fața 1 ca fiind cea mai caldă, prin faptul că energia termică trece spontan de la corpul cald la cel rece, apare evidentă scăderea temperaturii în grosimea peretelui cu cât distanța de la această suprafață crește.

Expresia obținută se poate prezenta și sub alte forme, evidențiind fenomenologia transmiterii căldurii prin pereții plan:

$$T = T_1 - \frac{(T_1 - T_2)}{\delta} \cdot x, \quad \frac{(T - T_1)}{(T_2 - T_1)} = \frac{x}{\delta}.$$

Din relația fluxului unitar: $\varphi = -D \cdot \frac{\partial P}{\partial n}$, particularizată pentru transmiterea căldurii:

$q = -\lambda \cdot \frac{dT}{dx}$, se poate obține cantitatea de căldură transmisă prin perete:

$$q = \frac{Q}{A} = -\lambda \cdot \frac{dT}{dx} = -\lambda \cdot C_1 = -\lambda \cdot \frac{(T_2 - T_1)}{\delta} = \lambda \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{\delta} = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \Delta T = \frac{\Delta T}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{\Delta T}{r_p},$$

sau cantitatea totală de căldură transmisă: $Q = q \cdot A = \frac{\lambda}{\delta} \cdot A \cdot \Delta T$.

B) Aplicarea metodei analizei dimensionale

Să se stabilească criteriile de similitudine la curgerea izotermă a unui fluid.

Se pornește într-o primă etapă de lucru de la expresia ecuației generale în formă diferențială a curgerii izoterme pentru fluide newtoniene, de la care se preia o singură componentă, de exemplu pe direcția x a spațiului, celelalte două componente, pentru direcțiile y și z fiind identice:

$$\underbrace{\rho \cdot \frac{\partial w_x}{\partial \tau}}_I + \underbrace{\rho \cdot \left(w_x \cdot \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \cdot \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \cdot \frac{\partial w_x}{\partial z} \right)}_{II} - \underbrace{\rho \cdot g_x}_{III} + \underbrace{\frac{\partial p}{\partial x}}_{IV} - \underbrace{\frac{1}{3} \cdot \eta \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_x}{\partial y} + \frac{\partial w_x}{\partial z} \right)}_V - \underbrace{\eta \cdot \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \right)}_{VI} = 0$$

Ecuația este omogenă din punct de vedere dimensional și fiecare dintre cei șase termeni reprezintă o forță raportată la volum.

Primul termen este cel care exprimă dependența curgerii de timpul de proces sau termenul de nestaționaritate. Al doilea termen este cel specific mecanismului de transport convectiv, care arată gradul de turbulență a curgerii sau a deplasării materialului. Termenul al treilea indică influența forței gravitaționale, iar al patrulea termen arată influența factorilor externi, în acest caz presiunea exercitată asupra fluidului. Termenii V și VI sunt cei care exprimă difuziunea turbulentă și cea moleculară.

A doua etapă este dimensionalizarea termenilor. Această operație înseamnă trecerea de la variabile matematice la parametri fizici, la excluderea constantelor numerice și reținerea unui singur termen dintre cei formal identici. Aplicarea acestei proceduri pentru cazul de mai sus conduce la obținerea relației dimensionalizate sub forma a șase grupuri de mărimi:

$$\begin{array}{cccccc} \left[\frac{\rho \cdot w}{\tau} \right] & \left[\frac{\rho \cdot w^2}{l} \right] & [\rho \cdot g] & \left[\frac{\Delta p}{l} \right] & \left[\frac{\eta \cdot w}{l^2} \right] & \left[\frac{\eta \cdot w}{l^2} \right] \\ I & II & III & IV & V & VI \end{array}$$

Grupurile V și VI sunt identice atât dimensional cât și fenomenologic, astfel încât se vor considera o singură dată.

Etapa a treia constă în formarea de rapoarte matematice din grupurile dimensionalizate. Prin raportarea grupurilor unul la celălalt se obțin criteriile de similitudine sau rapoartele dintre forțele care descriu procesul. Cum fiecare grup dimensional are aceleași unități de măsură, grupul nou format prin raportare matematică este adimensional. Procedura este justificată de faptul că orice fenomen real este rezultatul acțiunilor forțelor fizico-chimice de diferite tipuri. Criteriile de similitudine sunt deci rapoarte ale forțelor care generează fenomenul studiat.

Pentru exemplul de mai sus pot apărea următoarele rapoarte ale grupurilor dimensionale:

$$\begin{aligned} a) \frac{I}{II} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{l}{\rho \cdot w^2} &= \frac{l}{\tau} \cdot \frac{1}{w} = \frac{w^l}{w} = Ho; b) \frac{I}{III} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{1}{\rho \cdot g} = \frac{w}{\tau \cdot g} = \frac{w^2}{l \cdot g} = Fr; \\ c) \frac{I}{IV} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{l}{\Delta p} &= \frac{\rho \cdot w^2}{\Delta p} = Eu^{-1}; \\ d) \frac{I}{V} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{l^2}{\eta \cdot w} &= \frac{\rho \cdot w \cdot l}{\eta} = Re; e) \frac{II}{III} \quad \frac{\rho \cdot w^2}{l} \cdot \frac{1}{\rho \cdot g} = \frac{w^2}{lg} = Fr; f) \frac{II}{IV} \quad \frac{\rho \cdot w^2}{l} \cdot \frac{l}{\Delta p} = \frac{\rho \cdot w^2}{\Delta p} \\ &= Eu^{-1}; g) \frac{II}{V} \quad \frac{\rho \cdot w^2}{l} \cdot \frac{l^2}{\eta \cdot w} = \frac{\rho \cdot w \cdot l}{\eta} = Re; \end{aligned}$$

$$h) \frac{\text{III}}{\text{VI}} \frac{\rho \cdot g}{1} \cdot \frac{l}{\Delta p} = \frac{\rho \cdot w^2}{\Delta p} \cdot \frac{g \cdot l}{w^2} = Eu^{-1} \cdot Fr^{-1}; i) \frac{\text{III}}{\text{V}} \frac{\rho \cdot g}{1} \cdot \frac{l^2}{\eta \cdot w} = \frac{\rho \cdot w \cdot l}{\eta} \cdot \frac{g \cdot l}{w^2} \\ = Re \cdot Fr^{-1}; j) \frac{\text{IV}}{\text{V}} \frac{\Delta p}{l} \cdot \frac{l^2}{\eta \cdot w} = \frac{\Delta p}{\rho \cdot w^2} \cdot \frac{\rho \cdot w \cdot l}{\eta} = Eu \cdot Re.$$

S-au obținut astfel următoarele criterii de similitudine:

- criteriul de homocronie, Ho , sau criteriul Strouhal, care arată raportul vitezelor de desfășurare a procesului discutat față de timpul relativ;
- criteriul Reynolds, Re , care arată raportul forțelor de inerție și a celor de frecare viscoasă;
- criteriul Froude, Fr , care arată raportul forțelor de inerție și a celor gravitaționale;
- criteriul Euler, Eu , care arată raportul forțelor de presiune și a celor de inerție.

În ultima etapă a metodei, în conformitate cu teorema π , se obține forma generală a relației matematice care descrie fenomenul fizic de curgere izotermă a unui lichid newtonian, adică un produs de rapoarte adimensionale ridicate la puteri diferite:

$$f(Re, Eu, Fr, Ho) = \text{constant}, \quad \text{sau} \quad Eu = C \cdot Re^m \cdot Fr^n \cdot Ho^p,$$

în care: C , m , n și p sunt constante care trebuie determinate prin măsurători experimentale. Cu cât exponentul unui grup are o valoare mai mică, forțele care generează criteriul respectiv sunt mai puțin semnificative pentru proces. Interpretarea rezultatului constituie finalizarea studiului asupra procesului.

Tot prin metodele analizei dimensionale și anume prin metoda indicilor sau prin metoda matricei se pot obține aceleași rezultate.

Metoda analizei dimensionale generale, inițiată de Prof. Dr. Ing. Gh. C. Staicu și dezvoltată ulterior, poate oferi în plus informații legate de relațiile de dependență între parametri procesului, generând o relație de tip monom care conține o singură constantă numerică ce trebuie determinată experimental. În acest mod se reduc timpul, efortul material și financiar afectate găsirii expresiei matematice complete a modelului studiat. Metoda analizei dimensionale generale prin algoritmul de desfășurare permite reducerea numărului de constante numerice din relația criterială la una singură, oferind un avantaj important față de metoda clasică. Pentru tratarea prin analiză dimensională generală a unui fenomen, studiul se desfășoară în trei faze:

1. **Faza 1** cuprinde prezentarea fenomenului fizic și aprecierea variabilelor care intervin în desfășurarea lui, separarea celor cu acțiune direct sau invers proporțională față de parametrul considerat ca mărime fundamentală. Această etapă se poate efectua prin studiul teoriei fenomenului sau experimental și duce la elaborarea matricei linie a variabilelor care descriu procesul luat în discuție.
2. **Faza 2-a** constă în alcătuirea matricei dimensionale a variabilelor, atribuirea unui indice exponent fiecărei variabile și întocmirea sistemului nedeterminat de ecuații liniare format din indicii exponenți având ca factori numerici exponentul unității de măsură a variabilelor dimensionale. Urmează rezolvarea sistemului nedeterminat de ecuații liniare prin metoda omogenizării progresive, identificarea soluției întregi, pozitive, nenule și minime precum și alcătuirea relației dimensionale de tip monom formată din variabilele din matricea linie având ca exponent valorile din soluția sistemului.

3. **Faza 3-a** constă în determinarea valorii factorului numeric, (a constantei numerice), a relației de tip monom. Această operație se execută pe baza datelor experimentale, iar valoarea constantă a factorului numeric este garanția teoretică și practică a corectitudinii relației de tip monom.

Exemplificarea aplicării analizei dimensionale generale la deplasarea corpurilor în lichide

Faza 1. Viteza de deplasare a corpurilor într-un fluid poate fi influențată de o serie de factori, (parametri dimensionali), între care: diferența de densitate dintre particulă și fluid, $\Delta\rho$, diametrul particulei, d , viscozitatea fluidului, η , forța care acționează asupra particulei: accelerația gravitațională, g , sau centrifugă, ω . Acești parametri vor genera viteza și direcția de deplasare a particulei. Matricea linie a parametrilor poate fi următoarea:

// $\Delta\rho, d, \eta, w, g$ //, iar matricea parametrilor distribuiți este:

// $w, \eta; d, \Delta\rho, g$ //, partea dreaptă fiind alocată parametrilor cu acțiune directă, iar în partea stângă este plasat parametrul cu acțiune inversă față de mărimea principală, viteza de deplasare a particulei în fluid.

Faza 2. Matricea dimensională a parametrilor distribuiți este formată din exponenții unităților de măsură (L =lungime; M =masă; T =timp) a fiecărui parametru:

	$w,^a$	$\eta,^b$	$d,^c$	$\Delta\rho,^e$	$g,^f$
L	1	-1	1	-3	0
M	0	1	0	1	1
T	1	-1	0	0	-2

Sistemul de ecuații dimensionale atașat matricii este:

- pentru măsura *Lungime*, $L: \quad a - b = d - 3e + f$
- pentru măsura *Masă*, $M: \quad b = e$
- pentru măsura *Timp*, $T: \quad -a - b = -2f$.

Rezolvarea sistemului nedeterminat de ecuații se face prin omogenizare progresivă începând cu ecuația cu cel mai mic număr de termeni:

$$Mb = e = 1$$

apoi urmează relația cu număr superior de termeni:

$$T - a - 1 = -2f,$$

care conduce la soluția:

$$a = 1, f = 1.$$

Ecuația dimensională pentru Lungime devine:

$$1 - 1 = d - 3 + 1, \text{ cu soluția } d = 2.$$

Relația de tip monom care este generată de soluția sistemului este:

$$w = k_1 \cdot \frac{d^2 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\eta}, \quad \text{și se poate rearanja prin operații matematice uzuale:}$$

$$\frac{w \cdot d \cdot \rho}{\eta} = k_1 \cdot \frac{d^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho}{\eta^2}, \quad \text{sau în reprezentare criterială:}$$

$$Re = k_1 \cdot Ar,$$

unde Re este criteriul Reynolds iar Ar este criteriul Arhimede.

Faza 3 necesită efectuarea de măsurători în vederea determinării coeficientului numeric, k_1 .

Realizarea modelelor empirice sau semiempirice

Pentru realizarea **modelelor empirice** sau **semiempirice** sunt necesare prelevarea și apoi prelucrarea unor date experimentale de pe un model de laborator, la scară pilot sau de pe instalația de tip industrial. Strategia de lucru cuprinde câteva etape:

1. stabilirea temei sau a obiectivului cercetării sau studiului;
 2. faza de documentare;
 3. determinarea importanței parametrilor și selectarea celor care pot și trebuie să fie măsurați direct;
 4. efectuarea măsurătorilor;
 5. eliminarea datelor aberante;
 6. tratarea matematică a rezultatelor măsurătorilor pentru determinarea modelului.
1. **Tema** sau **obiectivul** indică direcția și domeniul de acțiune al procesului sau fenomenului respectiv. Se stabilește de către beneficiar sau de către conducătorul studiului.
 2. În **faza de documentare** se colectează datele și cunoștințele referitoare la procesul sau fenomenul în lucru. Este o fază decisivă pentru calitatea rezultatului final. Cu cât baza de cunoștințe este mai largă și mai profundă, datele colectate sunt mai recente și mai apropiate de specificul fenomenului studiat, cu atât rezultatul final apare mai rapid și crește gradul de fezabilitate. Practic, se recomandă ca faza de documentare să se abordeze în modul următor:
 - în primul rând se caută în **literatura de bază** aspectele referitoare la temă. Literatura de bază este constituită din enciclopedii științifice, tratate de specialitate, monografii, cursuri universitare. Studiul acestora indică aspectele fundamentale ale procesului: nomenclatură, bază fenomenologică, aspecte teoretice și modele teoretice, realizări practice și aplicații precum și referințe bibliografice care pot dirija căutarea altor informații specifice. Din această activitate se realizează fundamentul studiului pentru tema propusă.
 - după studiul informațiilor de bază se trece la **studiul de strictă specialitate**, informațiile obținându-se din revistele de specialitate, publicații științifice de diverse tipuri, (simpozioane, congrese, reuniuni științifice etc...). Din acest studiu se obțin cunoștințele cele mai recente și exacte asupra fenomenului, precum și direcția studiilor de avangardă în domeniu. De aici se pot extrapola unele interacțiuni dintre parametri procesului sau se dirijează studiul în direcția de interes major.
 - Datele din literatură trebuie sistematizate și notate conform uzanțelor. Ca mod de notare complet și complet pentru o carte, acesta trebuie să conțină:

Autorul, (autorii sau editorul coordonator); titlul; volumul; ediția; editura; localitatea; anul apariției; pagina.

Ex. Ghirișan A.L.; Separarea fizico-mecanică a sistemelor eterogene solid - lichid; Casa Cărții de Știință; Cluj-Napoca; 2005; p. 28.

Ca mod de notare complet și complet pentru o revistă de specialitate, acesta trebuie să conțină:

Autorul, (autorii); titlul, revista, volumul, numărul, anul apariției, pagina.

Toth A., Literat L., Mișca B.R.H., Dumbrăveanu V., Neagu C.; Membrane ceramice asimetrice. Aplicații la limpezirea și stabilizarea vinului.; Revista Română de Materiale; vol. 34, Nr. 3; 2004, p 196–205.

Fiecare citat bibliografic primește un număr de ordine, prin care se identifică ori de câte ori este precizată acea sursă.

3. Studiul de bază și cercetările cele mai recente din domeniu generează **rezultatul studiului de literatură** și anume: care parametri sunt decisivi pentru fenomenul studiat. Acei parametri vor face obiectul investigației prin măsurători specifice.

După selectarea parametrilor de investigat urmează o analiză a modului în care trebuie efectuată măsurarea, (continuu sau discontinuu), limitele de variație a valorilor parametrului, instrumentele de măsură și limita lor de precizie, tehnicile de analiză fizico - chimică, mărimea, intervalul, (frecvența) și poziția de prelevare a probelor.

4. **Efectuarea măsurătorilor** trebuie să țină seama de metodologia specifică. Aceasta poate fi precizată prin acte normative, (STAS - uri, C.S., N. I., reglementări internaționale) sau trebuie să respecte principiile generale ale metrologiei referitoare la tipul de instrument de măsură, eroarea de măsură, numărul de măsurători pentru domeniul de încredere etc... De asemenea, trebuie ca măsurătorile pentru o valoare a unui parametru, în aceleași condiții de lucru să fie într-un număr suficient de mare pentru a se elimina influențele aleatorii, erorile de aparatură, cele neprevăzute sau specific umane.

Valorile măsurate se numesc date primare și se trec în fișe, caiete sau registre de observație de obicei sub formă tabelară. Aceasta este una dintre cele mai simple și comod de utilizat metode de evidență primară a datelor experimentale.

5. După efectuarea măsurătorilor și înregistrarea datelor primare se trece la **analiza statistică** a acestora. Eliminarea datelor aberante este una dintre procedurile obligatorii ale analizei statistice. În acest mod se verifică fezabilitatea măsurătorilor sau se iau decizii în vederea repetării experimentului, eventual cu schimbarea condițiilor de prelevare a probelor, a numărului și frecvenței acestora.
6. Datele experimentale trecute prin filtrul statistic se supun **tratării matematice** prin procedurile specifice fenomenului și a aparatului matematic. Datele experimentale finale sunt prezentate sub formă de grafice, diagrame sau expresii matematice, (ecuații).

Deși există metode sofisticate de achiziții și prelucrări de date, principiile de bază trebuie să fie bine cunoscute, pentru a putea lucra, coopera și interacționa cu sistemul de achiziție și control de date și a prezenta în mod realist rezultatele unui studiu experimental. Aceste principii sunt enumerate mai jos.

Modul de formare a unui tabel de înregistrare a datelor

Tabelele sunt matrici bidimensionale în care sunt înregistrate valorile unor variabile dependente direct de parametri procesului și eventual influența variabilelor asupra fenomenului în ansamblu. Condițiile pe care trebuie să le îndeplinească un tabel astfel ca valorile reprezentate să fie clar, univoc și ușor de înțeles sunt:

- existența unui **titlu**. Acesta trebuie să fie clar, concis și complet. Prezența unor numere de ordine sau de poziționare în cadrul studiului poate fi un factor ce asigură integrarea tabelului în ansamblul studiului, ușurează și clarifică referirea la baza informațională.
- existența unui „**cap de tabel**”. Acest „cap de tabel” este **prima linie** în care sunt trecute în ordine următoare a coloanelor elementele constitutive compuse din:
 - poziția în ierarhia măsurătorilor, sau „Numărul curent”;
 - parametrul principal independent și unitatea de măsură;
 - parametrul secundar independent, parametrul de ordin „i” independent etc... și unitatea de măsură
 - variabila principală, secundară, de ordin „i” și unitatea de măsură;

- mărimi, (valori), intermediare între parametrul principal și variabila principală, secundară, sau alte relații între parametri și variabile și unitățile lor de măsură;
- rezultatul final, (efectul) al calculului și unitatea de măsură;
- dacă este cazul, penultima coloană este destinată valorilor oficial acceptate până la aceea dată și unitatea de măsură;
- ultima coloană este dedicată observațiilor, concluziilor sau comentariilor referitoare la fenomen.

A doua linie este cea care numerotează ordinea coloanelor prezentate în prima linie, pentru ca în situația trecerii pe altă pagină identificarea coloanelor să fie comodă și fără echivoc. Este un indicator foarte util pentru determinările experimentale cu timp lung de derulare al procesului, cu un număr mare de probe sau interval redus de prelevare a probelor.

Avantajul prezentării datelor sub formă tabelară este evident: tabelele sunt simple, ușor de efectuat în ordinea de derulare a experimentului, nu solicită frecvență constantă a măsurătorilor, concentrează un volum mare de date într-o suprafață redusă, procedura de calcul între parametri este simplă și comod de efectuat chiar prin procedee manuale, (sistemele specializate de calcul preferă calculele în sistem tabelar), se poate urmări evoluția fenomenului prin urmărirea valorilor parametrilor principali și a variabilelor principale chiar în cursul derulării experimentului fără a fi efectuate calculele intermediare, se păstrează și se regăsesc ușor datele măsurătorilor, se pot obține valori intermediare față de cele măsurate prin interpolare, pot fi utilizate și în alte scopuri față de cel inițial, dacă se schimbă natura variabilelor sau scopul final al studiului.

Dezavantajul tabelelor este prezentarea discontinuă a datelor experimentale, cu înregistrarea doar a valorilor momentane, nu sunt foarte sugestive neindicând clar valorile de extrem, (puncte de maxim, minim, salturi, puncte de inflexiune sau de întoarcere...). Cu toate aceste dezavantaje, tabelele se bucură de o utilizare largă datorită în special posibilităților de prelucrare prin programele de tip EXCEL.

Înțelegerea datelor intermediare din tabele se face prin interpolare. Interpolarea liniară este cea mai simplă și uzuală, dar și alte tipuri de interpolări, (polinomiale sau exponențiale) sunt aplicabile, după evaluarea globală a evoluției sistemului. Baza matematică a interpolării liniare este ecuația dreptei care trece prin două puncte. Dacă pe un plan există două puncte $(x_1; y_1)$ și $(x_2; y_2)$, iar $x_1 < x < x_2$, ecuația dreptei care trece prin cele două puncte coliniare cu al treilea este: $y = y_1 + ((y_2 - y_1)/(x_2 - x_1)) * (x - x_1)$

Exemplu. Să se determine căldura latentă de vaporizare a apei la 132 °C dacă la 120 °C căldura latentă de vaporizare este de 2110 kJ/kg și la 140 °C este de 2080 kJ/kg.

120 °C	2110 kJ/kg
132 °C	y
140 °C	2080 kJ/kg

Datorită proporționalității mărimilor corespondente se poate aplica regula de trei simplă:

Δ	Y	sau	20 °C	30 kJ/kg
δ	y		12 °C	y
$y = (12 * 30)/20 = 18 \text{ kJ/kg}$						

Rezultat: 2110 – 18 = 2092 kJ/kg.

Verificare: 2110 < 2092 < 2080.

Dacă se solicită valori din afara intervalului de mărimi măsurate direct, extrapolarea se poate efectua după aceleași reguli, dar valorile obținute trebuie privite cu circumspecție și utilizate doar ca mărimi orientative, fără un grad mare de încredere.

Graficele sau diagramele

Sunt reprezentări plane ce exprimă dependența funcțională între două variabile sub forma unei curbe: $y=f(x)$, obținute de obicei din date experimentale de corelare între un parametru și efectul său asupra sistemului.

Avantajele reprezentării grafice:

- permite compararea rapidă a datelor, estimarea evoluției sistemului și eventual extrapolarea evoluției sale;
- arată imediat poziția punctelor specifice, (de extrem, de inflexiune, întoarcere, salturi, discontinuități etc. ...), adică indică poziția punctelor critice de operare fenomenologică;
- indică forma sau alura curbei funcționale, adică este sugerată natura funcției matematice care descrie procesul.

Etapele pe care le parcurge **procedura** de ridicare a unui grafic sunt:

1. Se stabilesc mărimile independente, x_i , și cele dependente, y_i ;
2. Se stabilește forma generală a graficului sau diagramei: coordonate rectangulare, unghiulare, circulare, alte tipuri de reprezentări;
3. Se determină limitele de variație a variabilelor și se stabilește modulul, (scara) axelor;
4. Se marchează punctele nodale pentru fiecare axă;
5. Se notează pe axe mărimile reprezentate, unitățile de măsură și factorii de multiplicare;
6. Se plasează în câmpul graficului punctele corespunzătoare perechilor de valori;
7. Se unesc punctele reprezentative.

Numărul de puncte trebuie să fie suficient de mare pentru a se obține o curbă semnificativă. Curba finală trebuie să treacă prin majoritatea punctelor, lăsând eventual de-o parte și de alta a liniei un număr aproximativ egal din cele care nu sunt plasate direct pe alura curbei. Se recomandă ca axele de coordonate să fie trasate cu linie de 0,5 mm, punctele nodale cu 0,3 mm iar curba finală cu 0,7 mm.

Modulul axelor este lungimea unității de măsură. Acesta trebuie să fie:

- a) suficient de mare pentru a avea precizia de lucru la construcția graficului și la citirea valorilor intermediare;
- b) un număr întreg pentru o divizare și citire comodă;
- c) raportul modulelor de pe axe trebuie ales astfel ca panta curbei obținute să fie aproximativ 1. Acest lucru duce la o citire cu aceeași eroare a valorilor de pe ambele axe.

Dacă nu se pot respecta aceste cerințe primare, se pot aplica o serie de artificii de construcție:

1. se reprezintă curba pe porțiuni;
2. se schimbă modulul;
3. se limitează reprezentarea la domeniul strict de interes.

Sistemele de calcul sunt dotate cu programe specializate de construcție a graficelor, aceste principii fiind incluse în meniu sub formă de opțiuni.

Măsurători și erori experimentale

La efectuarea oricăror măsurători apar erori datorate diverselor motive. În principal sunt trei cauze importante de apariție a erorilor la efectuarea măsurătorilor:

- cauze **subiective**, generate de factorul uman;
- cauze datorate **aparaturii** și instrumentelor folosite;
- cauze legate de **metoda** de măsură și de efectuarea propriu-zisă a măsurătorii.

Erorile de măsură pot fi:

- **erori grosolane**, apărute ca urmare a încălcării grave a principiilor științifico-tehnice legate de fenomenul studiat și de principiile generale ale metrologiei. Ele sunt generate de alegerea defectuoasă a metodei, a aparaturii sau realizarea neglijentă ori neconformă cu metoda aleasă a măsurării. Acestea apar din cauza cunoașterii insuficiente a fenomenologiei procesului studiat, necorelarea dintre fenomen și metoda de măsură, instruirea insuficientă a personalului care efectuează măsurarea sau defectarea aparaturii de măsură.
- **erori sistematice**, apărute din cauze cunoscute, studiate și care pot fi prevăzute și evaluate ca mărime. Ele sunt generate de aparatura de măsură, de metoda de determinare și de experiența operatorului. Acestea au valori limitate, concentrate într-un interval restrâns, au mărimi cunoscute și specifice aparatului, metodei folosite și experienței operatorului. Sunt erori acceptate ca fiind inevitabile și afectează **toate** măsurătorile și valorile determinate cu aproximativ aceeași valoare.
- **erori întâmplătoare**, care nu au cauze cunoscute, apar în mod aleator și respectă legile statisticii matematice. Aceste erori apar inevitabil, dar nu au mărime și sens cunoscute anterior. Acestea trebuie eliminate din șirul determinărilor fiind valori aberante, care denaturează rezultatul final al studiului.

Eroarea este diferența $\Delta y = y - y'$; unde y este valoarea adevărată, reală, iar y' este valoarea măsurată.

Eroarea absolută reprezintă valoarea în modul a erorii: $|\Delta y| = |y - y'|$.

Eroarea relativă este raportul dintre eroare și mărimea valorii măsurate:

$$\delta_y = \frac{|y - y'|}{y} = \frac{|\Delta y|}{y}.$$

Eroarea procentuală se calculează din eroarea relativă:

$$(\delta_y) = 100 \cdot \frac{|y - y'|}{y} = 1000 \cdot \frac{|\Delta y|}{y}.$$

Analiza de corelație

Prin acest tip de analiză se urmărește stabilirea gradului de legătură dintre variabile și în ce măsură datele prelevate care descriu fenomenul, (și în final formează graficul sau modelul matematic), reprezintă real datele experimentale.

Mărimile principale ale analizei de corelație sunt:

- **covarianța** mărimilor x și y , $(\text{cov } x, y)$, care este o măsură a gradului de legătură funcțională dintre mărimile x și y .

$$\text{cov}(x, y) = \frac{\sum (x_i - \bar{x})(y_i - \bar{y})}{n - 1};$$

unde x_i și y_i sunt valorile individuale măsurate;

$\bar{x} = \frac{\sum x_i}{n}$; $\bar{y} = \frac{\sum y_i}{n}$ sunt valorile medii aritmetice a valorilor măsurate;
n este numărul de valori măsurate.

Valoarea 0 pentru covarianță arată că între parametri nu există nici un fel de legătură funcțională, valori pozitive sau negative arată că între parametri pot exista relații funcționale.

- **coeficientul de corelație**, $r_{y,x}$, arată abaterile de la valoarea medie aritmetică a punctelor de măsură:

$$r_{y,x} = \frac{\sum (x_i - \bar{x})(y_i - \bar{y})}{\sqrt{\sum (x_i - \bar{x})^2 \sum (y_i - \bar{y})^2}}$$

Coeficientul de corelare are valori cuprinse între -1 și +1. Valoarea 0 sau foarte apropiată de aceasta arată că nu există o corelare funcțională între variabile.

Coeficientul de determinare, $(r_{y,x})^2$, arată în ce măsură variabila y este influențată de x. Cu cât valoarea este mai mare, cu atât gradul de influență este mai ridicat. Valori mici pentru coeficientul de determinare arată erori mari de măsură sau că parametri nu sunt dependenți, deci trebuie reluată analiza influențelor parametrilor asupra procesului.

Eliminarea valorilor anormale

Dacă un rezultat al unei măsurători diferă de cele vecine se poate admite că este o valoare anormală. Aceste valori pot fi accidentale, erori de calcul numeric sau pot fi valori reale, corecte. Discriminarea între valorile normale și anormale se face prin analiză statistică. Cel mai frecvent sunt utilizate „testele de eliminare” a valorilor anormale.

Testul Q implică determinarea **amplitudinii**, **w**, dintre valoarea maximă și minimă a șirului de valori măsurate:

$$W = X_{\max} - X_{\min}$$

Se calculează raportul Q:

$$Q = \frac{x_n - x_{n-1}}{w}, \quad \text{respectiv} \quad Q = \frac{x_{n+1} - x_n}{w}$$

în care valorile x_{n-1} și x_{n+1} sunt valorile care încadrează valoarea considerată anormală, x_n .

Se compară apoi valoarea Q cu valoarea standard Q_0 din tabelul de mai jos. Dacă $Q > Q_0$, valoarea este considerată anormală și trebuie eliminată.

Tab. 16. 1. Valorile coeficientului Q_0 pentru eliminarea datelor aberante

Nr. datelor experimentale	3	4	5	6	7	8	9	10
Q_0	0,94	0,76	0,64	0,56	0,51	0,47	0,44	0,41

Testul Student sau **testul t** implică determinarea valorii t calculate cu relația:

$$\frac{x - \bar{x}}{s} \leq t \quad ; \quad \text{unde } s \text{ este eroarea medie standard:} \quad s = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{n - 1}}$$

- x este valoarea considerată anormală,
- x_i sunt valorile măsurate;
- \bar{x} este valoarea medie aritmetică a măsurătorilor;
- n este numărul de măsurători.

Dacă parametrul t determinat astfel este mai mare decât valoarea standard a testului, valoarea conmsiderată este anormală și trebuie eliminată din șirul de măsurători. Valorile critice ale distribuției t a testului Student sunt prezentate mai jos. Acestea sunt prezentate pentru un prag de încredere de 95 %, valoare considerată suficient de ridicată pentru determinări experimentale efectuate cu aparatură clasică.

Tab. 16. 2. Valorile critice a testului Student

Nr de valori	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
T	12,705	4,303	3,182	2,776	2,571	2,447	2,365	2,306	2,262	2,228

Reprezentarea datelor experimentale prin ecuații matematice

Reprezentarea grafică a valorilor măsurate sub forma curbelor poate sugera tipul funcției matematice care corelează punctele experimentale. Acestea pot fi funcții liniare, parabolice, exponențiale etc. Exprimarea prin funcția matematică este o formă compactă, comod de utilizat și de exprimat, îndeosebi dacă sunt necesare prelucrări ulterioare sau curba se utilizează la calibrare sau la determinarea valorilor intermediare.

Orice funcție matematică este constituită din valoarea funcției, (y) , argumentul ei, (x) și coeficienții numerici. Identificarea coeficienților numerici face ca funcția să fie univocă.

Determinarea coeficienților numerici se poate efectua printr-o serie de metode:

- metoda grafică;
- metoda regresiei numerice;
- metoda mediilor;
- metode de optimizare etc...

Metoda grafică se aplică ușor funcțiilor liniare sau liniarizate prin logaritmare. Din reprezentarea grafică a funcției liniare de forma generală:

$y=a \cdot x+b$, se citesc ordonata la origine b și se determină coeficientul unghiular a :

$$a=\operatorname{tg} \alpha=\left(y_m-y_n\right) /\left(x_m-x_n\right) .$$

O serie de alte relații de tip exponențial pot fi liniarizate prin transformări matematice minime. Sunt prezentate mai jos câteva exemple:

Funcția originală	Funcția liniarizată prin logaritmare		
$y=m \cdot x^n$	$Y=\lg m+n \cdot X$;	în care:	$Y=\lg y$; $X=\lg x$.
$y=p+m \cdot x^n$	$Y=\lg m+n \cdot X$;	în care:	$Y=\lg (y-p)$; $X=\lg x$.
$y=p+q / x$	$Y=p+q \cdot X$;	în care:	$Y=y$; $X=1 / x$.
$y=p \cdot q^x$	$Y=\lg p+x \cdot X$;	în care:	$Y=\lg y$; $X=\lg q$.
$y=m / x^n$	$Y=\lg m-n \cdot X$;	în care:	$Y=\lg y$; $X=\lg x$.
$y=x /\left(p+q \cdot x\right)$	$Y=p \cdot X+q$,	în care:	$Y=1 / y$; $X=1 / x$.

Metoda regresiei numerice este aplicată frecvent pentru obținerea parametrilor relațiilor liniare, fiind cunoscută sub numele de regresie liniară sau metoda celor mai mici patrate. Plecând de la aspectul general al ecuației de ordinul I care exprimă corelarea datelor numerice:

$y_i=a_i+b_i x_i$, unde $i=1, 2, 3, \dots, n$, reprezintă numărul de determinări experimentale, coeficienții numerici a și b ai relației de corelare liniară a datelor experimentale se calculează prin rezolvarea sistemului de două ecuații cu două necunoscute:

$$\sum_{i=1}^n y_i = n \cdot a + b \cdot \sum_{i=1}^n x_i$$

$$\sum_{i=1}^n x_i \cdot y_i = a \cdot \sum_{i=1}^n x_i + b \cdot \sum_{i=1}^n x_i^2$$

Soluția sistemului se poate determina cu relațiile:

$$a = \sum_{i=1}^n \frac{y_i}{n - b} \cdot \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} = \bar{y} - b \cdot \bar{x}$$

$$b = \frac{n \cdot \sum_{i=1}^n x_i \cdot y_i - \sum_{i=1}^n x_i \cdot \sum_{i=1}^n y_i}{n \cdot \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2}$$

Sistemele de achiziție de date și calculatoarele personale dețin programe specializate de determinare a parametrilor ecuațiilor matematice, astfel încât se pot verifica o gamă largă de expresii matematice de corelare între valorile măsurate.

Anexe

Tab. 20.1. Densitatea unor materiale solide

Materialul	Densitate [Kg/m ³]	Densitate în vrac [Kg/m ³]	Materialul	Densitate [Kg/m ³]	Densitate în vrac [Kg/m ³]
Alabastru	2500		Fosforit	2330	1600
Alumină hidratată	2230		Granit	2700	
Alumină calcinată	3250		Gips cristalizat	2240	1300
Antracit	1600		Huilă	1350	800
Apatită	3190	1850	Mangal	1450	200
Argilă uscată		1380	Marmură	2600	
Asbest	2600		Nisip uscat	1500	1200
Beton	2300		Pământ uscat	1800	1300
Calcar	2650	1800	Parafină	900	
Caolin	2200		Pirită	5000	3300
Cărbune activ gran.	1250	860–900	Plută	210	
Cărbune activ pulv.	1250	920–975	Rășină fenolică	1730	
Cenușă termocentr.	2200	680	Sare gemă	2350	1020
Ceramică antiacidă	2600		Schimbători de ioni		1250–1350
Cărămidă	1500		Silitră	2200	1200
Ciment	2900		Șist	2200	
Cocs	1500	500	Silicagel	1640	1700–2300
Cretă bulgări	2200	1300	Silice cristalizată	2900	1900
Cuarț	2650	1500	Sodă cristalizată	1450	800
Email	2350		Sticlă	2500	
			Tuf vulcanic		1800–2350
Metale			Alte materiale		
Alamă	8500	Mercur	13 600	Cărămidă dinas	1900
Aluminiu	2700	Oțel	7 850	Magnezită	2900
Cupru	8800	Plumb	11 400	Șamotă	1900
Fontă cenușie	7250				

Tab. 20.2. Densitatea unor lichide organice [Kg/m³] în funcție de temperatură

Material	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C	140 °C	160 °C	180 °C
Apă	999,8	998,2	992,2	983,2	971,8	958,3	-	-	-	-
Anilină	1037	1023	1007	990	972	952	933	914	896	878
Acetonă	813	791	767	745	721	-	-	-	-	-
Benzen	900	879	858	836	815	793	769	744	719	691
n-Hexan	677	660	641	622	602	581	559	534	506	475
Glicerină	1267	1259	1250	1238	1224	1208	1188	1163	1126	-
m-Xilen	882	865	831	831	813	796	777	759	-	-
Alcool metilic	810	792	756	756	736	714	690	664	634	598
Alcool propilic	819	804	770	770	752	733	711	688	660	629
Alcool etilic	806	790	754	754	735	716	693	663	633	598
Toluen	885	866	829	829	810	791	773	754	-	-
Acid formic		1049	1028	1006	984	960	939	909	883	856
CCl ₄	1595	1643	1555	1517	1477	1477	1391	1344	1297	1247
Eter etilic	736	714	689	666	640	611	576	539	495	-

Tab. 20.3. Proprietăți ale unor gaze

Denumirea	ρ [Kg/m ³]	M [kg/kmol]	R [J/kg · °K]	k k=c _p /c _v	Denumirea	ρ [Kg/m ³]	M [kg/kmol]	R [J/kg · °K]	k k=c _p /c _v
Azot	1,25	28,0	297	1,40	Etan	1,36	30,1	277	1,20
Amoniac	0,77	17,0	488	1,29	Etilenă	1,26	28,1	297	1,20
Argon	1,78	39,9	209	1,66	Heliu	0,179	4,0	2080	1,66
Acetilenă	1,171	26,0	320	1,24	Hidrogen	0,0899	2,02	4130	1,407
Aer	1,293	28,9	287	1,40	H ₂ S	1,54	34,1	244	1,30
Benzen		78,1	106	1,10	Metan	0,72	16,0	519	1,31
Butan	2,673	58,1	143	1,08	Oxigen	1,429	32,0	260	1,40
Bioxid de N	-	46,0	181	1,31	Oxid de C	1,25	28,0	297	1,40
Bioxid de S	2,93	64,1	130	1,25	Pentan	-	72,2	115	1,09
Bioxid de C	1,98	44,0	189	1,30	Propan	2,02	44,1	189	1,13
Clor	3,22	70,9	117	1,36	Propilenă	1,91	42,1	198	1,17
Clorură de Me	2,3	50,5	165	1,28					

Tab. 20.4. Viscositatea dinamică a apei, η , [Pa · s] × 10³ în funcție de temperatură, T, [°C]

T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]
0	1,792	17	1,083	34	0,7371	51	0,5404	68	0,4174
1	1,731	18	1,056	35	0,7225	52	0,5315	69	0,4117
2	1,673	19	1,030	36	0,7085	53	0,5229	70	0,4061
3	1,619	20	1,005	37	0,6947	54	0,5146	71	0,4006
4	1,567	21	0,9810	38	0,6814	55	0,5064	72	0,3952
5	1,519	22	0,9579	39	0,6685	56	0,4985	73	0,3900
6	1,473	23	0,9358	40	0,6560	57	0,4907	74	0,3849
7	1,428	24	0,9142	41	0,6439	58	0,4832	75	0,3799
8	1,386	25	0,8937	42	0,6321	59	0,4759	76	0,3750
9	1,346	26	0,8737	43	0,6207	60	0,4688	77	0,3702
10	1,308	27	0,8545	44	0,6097	61	0,4618	78	0,3655
11	1,271	28	0,8360	45	0,5988	62	0,4550	79	0,3610
12	1,236	29	0,8180	46	0,5883	63	0,4483	80	0,3565
13	1,203	30	0,8007	47	0,5782	64	0,4418	81	0,3521
14	1,171	31	0,7840	48	0,5683	65	0,4355	82	0,3478
15	1,140	32	0,7679	49	0,5588	66	0,4293	83	0,3436
16	1,111	33	0,7523	50	0,5494	67	0,4233	84	0,3395
								100	0,2838

Tab. 20.5. Viscositatea dinamică a aerului, η , [Pa · s] × 10³, în funcție de temperatură, T, [°C]

T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]	T [°C]	η [Pa · s]
- 50	0,0150	200	0,0258	450	0,0340	700	0,0420
0	0,0175	250	0,0275	500	0,0355	800	0,0450
50	0,0198	300	0,0290	550	0,0375	900	0,0475
100	0,0218	350	0,0305	600	0,0390	1000	0,0500
150	0,0238	400	0,0335	650	0,0408	1500	0,0620

Tab. 20.6. Tensiunea superficială a apei, σ , [N/m] în funcție de temperatură, T, [°C]

T [°C]	0	20	60	100
σ [N/m] × 10 ³	75,6	72,8	66,2	58,9

Tab. 20.7. Coeficienți de rezistență locală, ζ , [-]

Tipul de rezistență	Valoare [-]
Intrare în țevă	margini ascuțite 0,5 margini rotunjite 0,2
Ieșire din țevă	1
Curbă φ =unghi d=diametru interior R=raza de curbura	$\zeta = A \cdot B$ φ 20 30 45 60 90 110 130 150 180 A 0,31 0,45 0,60 0,78 1,00 1,13 1,20 1,28 1,40 R/d 1 2 4 6 15 30 50 B 0,21 0,15 0,11 0,09 0,06 0,04 0,03
Cot de 90° standardizat	d [mm] 12,5 20 25 32 37 50 ζ 2,2 2,1 2,0 1,8 1,6 1,1
Ventil normal	D [mm] 13 20 40 80 100 150 200 250 350 ζ 10,8 8,0 4,9 4,0 4,1 4,4 4,7 5,1 5,5
Robinet de trecere	D [mm] 25 38 50 65 76 100 150 200 250 ζ 1,04 0,85 0,79 0,65 0,60 0,50 0,42 0,36 0,32
Robinet de probă	D [mm] 13 19 25 32 38 50 ζ 4 3 2 2 2 2
Vană	D [mm] 15-100 100-200 > 200 ζ 0,5 0,25 0,15

Tab. 20.8. Caracteristicile unor umpluturi

Tipul umpluturii	Dimensiuni [mm]	Volumul liber ε [m ³ /m ³]	Suprafața specifică σ [m ² /m ³]	Masa a 1 m ³ [kg]
Inele de porțelan	8×8×1,5	0,64	570	600
Inele ceramice	15×15×2	0,70	330	690
Inele ceramice	25×25×3	0,74	204	532
Inele ceramice	35×35×4	0,78	140	505
Inele ceramice	50×50×5	0,785	87,5	530
Inele de fier	35×35×2,5	0,83	147	620
Inele de fier	50×50×1	0,95	110	430
Pietriș rotund	42	0,388	80,5	–
Andezit bucăți	43,2	0,565	68	1 200
Cocs bucăți	42,6	0,56	77	455
Cocs bucăți	40,8	0,545	86	585
Cocs bucăți	28,6	0,535	110	660
Cocs bucăți	24,4	0,532	120	600
Catalizator amoniac	6,1	0,465	960	2 420
Catalizator CO	d=11,5 h=11	0,38	460	1 100
Catalizator SO ₂	d=11 h=6,5	0,43	415	614

Tab. 20.9. Valorile constantelor c și m pentru unele tipuri de amestecătoare

Tipul agitatorului	H/d	D/d	h/d	c	m	Condiții
Cu două palete	2	2	0,36	111	1	$Re < 20$
Cu două palete	2	2	0,36	14,35	0,31	$10^2 < Re < 5 \times 10^4$
Cu două palete	3	3	0,33	6,8	0,2	
Cu două palete la unghi de 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
Cu patru palete	3	3	0,33	8,52	0,2	
Cu patru palete la 45° în sus	3	3	0,33	5,05	0,2	
Cu patru palete la 60° în sus	3	3	0,33	6,30	0,18	

Tipul agitatorului	H/d	D/d	h/d	c	m	Condiții
Ancoră cu două palete	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Ancoră cu patru palete	1,11	1,11	0,11	6	0,25	
Elice cu două palete la 22,5°	3	3	0,33	0,985	0,15	
Elice cu trei palete	3,5	3,8	1	230	1,67	$Re < 30$
Elice cu trei palete	3,5	3,8	1	4,63	0,35	$30 < Re < 3 \times 10^3$
Elice cu trei palete	3,5	3,8	1	1,19	0,15	$Re > 3 \times 10^3$
Turbină cu trei palete	3	3	0,33	3,9	0,2	
Turbină cu șase palete și tub de tiraj	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

Tab. 20.10. Căldura specifică medie, c_p [kJ/kg · °K] a unor materiale solide între 0 și 100 °C

Materialul	c_p [kJ/kg · °K]	Materialul	c_p [kJ/kg · °K]	Materialul	c_p [kJ/kg · °K]
Aluminiu	0,92	Cupru	0,385	Naftalină	1,30
Asbest	0,84	Cocs	0,84	Oțel	0,50
Alamă	0,394	Celuloză	1,55	PVC	1,76
Bronz	0,385	Fontă	0,50	Piatră	0,84
Beton	1,13	Fier	0,50	Parafină	2,72
Caolin	0,92	Gheață	2,14	Plută	1,68
Cărămidă	0,92	Huilă	1,30	Plumb	0,13
Cărămidă		Lână	1,63	Rășină	1,68
refractară	0,88–1,01	Lemn	2,72	Sticlă	0,42–0,84
Cretă	0,88	Magneziu	0,92	Textolit	1,47
Cuarț	0,80	Nisip uscat	0,80	Zinc	0,38
Zgură	0,75				

Tab. 20.11. Căldura molară a gazelor [kJ/kg · °K]

Gazul	Temperatura [°K]			
	0	100	300	600
Aer, Azot, Oxid de carbon, Oxigen	29,0	29,3	30,0	31,0
Amoniac	35,3	37,9	43,2	50,1
Bioxid de carbon, Bioxid de sulf	38,6	41,1	45,7	54,3
Clor	36,3	36,4	36,7	37,0
Hidrogen	29,1	29,3	29,7	30,4
Hidrogen sulfurat	34,3	35,8	38,8	43,3
Metan	35,7	39,7	47,8	59,8
Vapori de apă	35,0	35,5	36,7	39,3

Tab. 20.12. Căldura specifică, c_p a unor lichide [kJ/kg · °K], la 20 [°C]

Acid azotic	2,77	Apă	4,185	HCl 30 %	2,49
Acetonă	2,20	Amoniac	4,19	Octan	2,00
Acetat de amil	1,90	Benzină	1,84	Petrol lampant	2,10
Alcool butilic	2,30	Benzen	1,65	Tetraclorură de C	0,837
Alcool etilic	2,13	Cloroform	0,90	Toluen	1,67
Alcool izopropilic	2,29	Glicerină	2,36	Ulei pt motor	1,68
Alcool metilic	2,22	H ₂ SO ₄ 98 %	1,44	o, m-Xilen	1,69
Alcool propilic	2,38	Hexan	2,51	p-Xilen	1,59

Tab. 20.13. Coeficientul de conductivitate termică, λ , [W/m · °K] între 0 și 100 [°C]

Materialul	ρ , [Kg/m ³]	λ , [W/m · °K]	Materialul	ρ , [Kg/m ³]	λ , [W/m · °K]
pt. mat. granulare, densitatea în vrac			pt. mat. granulare, densitatea în vrac		
Azbest	600	0,151	Nisip uscat	1500	0,349–0,814
Beton	2300	1,28	Plută	160	0,047
Căramidă	1700	0,698–0,814	Pâslă	300	0,047
Căramidă refractară	1840	1,05	Polistiren expandat	10–80	0,035–0,0289
Căramidă izolantă	600	0,116–0,209	Piatră turnată (bazalt)	3000	0,698
Crustă, piatră de cazan	-	1,163–3,49	Rugină	-	1,16
Email anticoroziv	2350	0,872–1,163	Rumeguș de lemn	230	0,070–0,093
Gheață	920	2,33	Sticlă	2500	0,698–0,814
Lemn (brad \perp pe fibră)	600	0,140–0,174	Vată de sticlă	200	0,035–0,070
Lemn (brad = pe fibră)	600	0,384	Vată de zgură	250	0,076
Magnezie	216	0,070	Vopsea de ulei	-	0,233
Metale					
Aluminiu	2700	203,5	Cupru	8800	384
Alamă	8500	93,0	Duraluminiu	2850	139,6
Bronz	8000	64,0	Fontă	7500	46,5–93,0
			Oțel	7850	46,5
			Oțel inox	7900	17,5
			Mercur	13600	244,3

Tab. 20.14. Conductivitatea termică a pereților impurificați, [W/m · °K]

Purtătorul de căldură	Valoarea [W/m ² · °K]
Apă impurificată	1 200–1600
Apă de calitate medie	1 600–2500
Apă de calitate bună	2 500–5000
Apă purificată	2 700–5500
Apă distilată	10 000
Produse petroliere curate, uleiuri, vapori de agenți frigorifici	2 500
Produse petroliere brute	1 000
Lichide organice, soluții de săruri, agenți frigorifici lichizi	5 000
Vapori de apă cu urme de ulei	5 000
Vapori de compuși organici	10 000
Aer	2 400

Tab. 20.15. Călduri latente de vaporizare a unor materiale [kJ/kg]

Substanța	0 [°C]	20 [°C]	60 [°C]	100 [°C]	140 [°C]
Amoniac	1 265,4	1 190,0	-	-	-
Acetonă	565,7	553,1	519,6	473,5	-
Acetat de etil	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Alcool etilic	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3
Apă	2 493,1	2 446,9	2 359,0	2 258,4	2 149,5
Benzen	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Butanol	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Bioxid de carbon	235,1	155,4	-	-	-
Clor	226,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Clorbenzen	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Cloroform	271,5	263,1	247,6	231,3	-
Eter etilic	387,6	366,6	326,4	282,4	228,4
Freon 12	155,0	144,9	132,4	-	-

Substanța	0 [°C]	20 [°C]	60 [°C]	100 [°C]	140 [°C]
Izopropanol	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Metanol	1 198,3	1 173,2	1 110,4	1 013,9	892,6
Propanol	821,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Sulfură de carbon	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Toluen	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Tetraclorură de carbon	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0

Tab. 20.16. Căldura de adsorbție a unor substanțe pe cărbune activ [kJ/kg]

Substanța	Q _{ads} [kJ/kg]	Substanța	Q _{ads} [kJ/kg]
Alcool etilic	1 386	Clorură de etil	779,3
Alcool metilic	1 715	Clorură de propil	779,3
Alcool propilic	1 145	Cloroform	508,2
Benzină	628,5	Diclorometan	611,3
Benzen	789,8	Eter etilic	877,8
Bromură de etil	534,6	Formiat de etil	820,8
Clorură de butil primară	706,4	Iodură de etil	376,3
Clorură de butil secundară	652,4	Metan	1 230
Clorură de trimetil metan	615,9	Sulfură de carbon	689,3
Clorură de izopropil	699,3	Tetraclorură de carbon	415,2
Clorură de metil	763,4		

Tab. 20.17. Gradul de îndepărtare a substanțelor extrase la prelucrarea succesivă cu aceleași cantități de solvent proaspăt

Număr de spălări	1									
Raportul cantităților	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Gradul de spălare (% masă)	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71	87,50	88,89	90,00	90,90
Număr de spălări	2									
Raportul cantităților	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
Gradul de spălare (% masă)	75,00	88,89	93,75	96,00	97,22	97,96	98,44	98,76	99,00	99,17
Număr de spălări	3									
Raportul cantităților	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30
Gradul de spălare (% masă)	87,50	96,30	98,44	99,20	99,54	99,71	99,81	99,86	99,90	99,92
Număr de spălări	4									
Raportul cantităților	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40
Gradul de spălare (% masă)	93,75	98,76	99,61	99,84	99,92	99,96	99,98	99,98	99,99	99,99

Tab. 20.18. Capacitatea de adsorbție a unor materiale, [%]

Nr. crt.	Adsorbent \ Adsorbit	Benzen	CCl ₄	Gazolină	Coloranți organici	Comp. halog.
1	Cărbune activ pudră	22-25	17	10-20	8-12	12-15
2	Cărbune activ granule	18-20	15	9-18	7-11	10-13
3	Silicagel	0	15-35	0	3-5	8-10
4	Bentonită	6-10	10-26	5-9	8-13	8-10
5	Alumină activată	0	0	0	0-22	4-10
6	Tuf vulcanic	8-18	10-22	8-12	10-18	8-15
7	Pământ decolorant	10-20	8-10	10-18	10-25	6-18

Tab. 20.19. Unele proprietăți ale vaporilor de apă saturați

p [ata]	T [°C]	r [kJ/kg]	p [ata]	T [°C]	r [kJ/kg]
0,08	41,1	2 400	1,2	104,2	2 249
0,1	45,4	2 390	1,4	108,7	2 237
0,2	59,7	2 358	1,6	112,7	2 227
0,3	68,7	2 336	1,8	116,3	2 217
0,4	75,1	2 320	2,0	119,6	2 208
0,5	80,9	2 307	3,0	132,9	2 171
0,6	85,5	2 296	4,0	142,9	2 141
0,7	89,3	2 286	5,0	151,1	2 117
0,8	93,3	2 278	6,0	158,1	2 095
0,9	96,2	2 270	7,0	164,2	2 075
1,0	99,1	2 264	8,0	169,6	2 057

Probleme rezolvate

Pentru abordarea practică a rezolvării problemelor de transfer de impuls, căldură, masă ori a celor complexe, se recomandă din punct de vedere metodologic o structură generală, (algoritm), de rezolvare, prezentat mai jos, cu justificările corespunzătoare:

- 1. Citirea cu atenție a enunțului problemei.** Această etapă este fundamentală în rezolvarea temei, deoarece prin înțelegerea situației prezentate sau solicitate se abordează corect modul de rezolvare și se identifică datele prezentate explicit prin enunț ori cele care sunt oferite implicit prin expresia enunțului. Datele prezentate explicit se pot concentra într-un cap de tabel, pentru a le avea la îndemână inclusiv cu transformarea unităților de măsură clasice în unitățile Sistemului Internațional de Unități de Măsură. Pentru identificarea datelor prezentate implicit este necesară cunoașterea aprofundată a fenomenologiei procesului și a modului de funcționare a aparaturii.
- 2. Efectuarea unei schițe a aparaturii sau a fenomenului de studiat.** Înțelegerea problematicei conduce la realizarea schiței funcționale sau a unor detalii care aduc lămuriri suplimentare asupra enunțului. Este recomandat ca pe desen să fie trecute datele principale sau valorile parametrilor funcționali, fie cei expliți, impliți sau determinați prin alte calcule ulterioare.
- 3. Găsirea unei relații generale de calcul care să cuprindă parametrul sau valoarea solicitată de enunțul problemei.** Aceste relații provin din ecuațiile de conservare de impuls, căldură sau masă ori din alte ecuații de transport sau transfer de proprietate. Etapa este determinantă pentru că oferă linia generală a rezolvării temei, urmărirea acestei direcții permite evitarea confuziilor sau împiedecă dispersarea căutărilor unor mărimi secundare.
- 4. Împărțirea relației generale în subprobleme.** În acest mod se calculează mărimi principale ale relației generale, se găsesc din manualele de specialitate sau alte lucrări de specialitate valorile constantelor fizico-chimice a materialelor sau relații de calcul a parametrilor secundari. Trebuie precizat că există situații în care este nevoie de aprecierea, presupunerea sau aproximarea unor mărimi. În acest caz, după rezolvarea problemei se impune verificarea presupunerilor făcute, pentru a se confirma corectitudinea alegerii lor. În alte situații sunt utilizate valori și dimensiuni preluate din standarde, caiete de sarcini, cataloagele de produse sau cărțile tehnice a aparatelor. În acest caz este de dorit la sfârșitul calculelor verificarea comportării aparatului în ansamblu, prin compararea parametrilor aparaturii de la care s-au preluat date cu parametri operaționali din cadrul temei sau problemei.
- 5. Efectuarea calculelor matematice pentru obținerea rezultatului.** Procedura se poate efectua numeric manual sau cu ajutorul sistemelor de calcul programabile. Sistemele programabile au avantajul comodității de lucru, a utiliza variante dimensionale sau operaționale a aparaturii și a posibilităților de simulare numerică.
- 6. Interpretarea rezultatului.** Este o etapă importantă care poate oferi informații asupra corectitudinii rezolvării numerice sau de algoritm prin compararea cu rezultate asemănătoare sau poate oferi variante de soluții în cazul simulărilor numerice. Cum s-a precizat la punctul 4, la final trebuie verificate eventualele presupuneri luate în calcule.

1. Să se calculeze diametrul echivalent pentru secțiunile: a) circulară, b) triunghiulară echilaterală, c) pătrată, d) dreptunghiulară, e) hexagonală, f) inelară, g) multitubulară.

Soluția propusă:

Expresia matematică a diametrului echivalent este: $d_{ech} = 4 \frac{A_u}{P_u}$, unde A_u este aria udată de fluid, P_u este perimetrul udat de fluid.

$$a) \quad A_u = \frac{\pi d^2}{4}; P_u = \pi d;$$

așadar:

$$d_{ech} = \frac{4 \left(\frac{\pi d^2}{4} \right)}{\pi d} = d.$$

$$b) \quad A_u = l \cdot \frac{h}{2}; P_u = 3 \cdot l;$$

$$l = \text{latura triunghiului}; \quad h = \text{înălțimea triunghiului}; \quad h = \frac{\sqrt{3} \cdot l}{2};$$

$$A_u = \frac{\sqrt{3} \cdot l^2}{4}, \text{ așadar: } d_{ech} = 4 \cdot \left(\frac{\sqrt{3} \cdot l^2}{4} \right) / (3 \cdot l) = \frac{\sqrt{3} \cdot l}{3}.$$

Celelalte cazuri se calculează similar.

2. Să se determine regimul de curgere într-o conductă dreaptă cu diametrul de 36×2 [mm] prin care curge apă la 20 [°C] cu debitul de 1 [kg/min].

Soluția propusă:

Regimul de curgere este reprezentat de cifra, (criteriul), Reynolds:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}.$$

Valori necesare:

- densitatea materialului, (a apei care curge): 1000 [Kg/m³];
- viscozitatea materialului, (a apei care curge): $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s];
- diametrul echivalent al conductei = diametrul interior: $36 - 4 = 32$ [mm];
- viteza de curgere se determină din relația generală a debitului: $Q_v = A \cdot w$;

$$w = \frac{Q_v}{A}; \text{ unde: } Q_v = \frac{Q_m}{\rho}, \text{ adică: } Q_v = \frac{1}{60 \cdot 10^3} = 0,01666 \cdot 10^{-3} \text{ [m}^3/\text{s]};$$

- secțiunea de curgere este rotundă, (circulară): $A = \frac{\pi \cdot d^2}{4}$;

$$A = \frac{\pi \cdot 32^2 \cdot 10^{-6}}{4} = 308,84 \cdot 10^{-6} \text{ [m}^2\text{]} \approx 309 \cdot 10^{-6} \text{ [m}^2\text{]};$$

$$- w = \frac{0,01666 \cdot 10^{-3}}{309 \cdot 10^{-6}} = 5,39 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]};$$

$$- Re = \frac{5,39 \cdot 10^{-2} \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{10^{-3}} = 1724,8 \approx 1725$$

- regimul de curgere este laminar:

$$0 \leq Re \leq 2300.$$

În condițiile problemei enunțate anterior, delimitați vitezele apei pentru domeniile laminar, intermediar sau turbulent.

Soluția propusă:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta};$$

$0 \leq Re \leq 2300$, regim laminar;

$2300 \leq Re \leq 10\,000$, regim intermediar;

$10\,000 \geq Re$, regim turbulent.

$$w = \frac{Re \cdot \eta}{d_{ech} \cdot \rho}; \quad \text{regim laminar: } w = \frac{2\,300 \cdot 10^{-3}}{32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3} = 0,0718 \approx 0,072 \text{ [m/s];}$$

$$\text{regim turbulent: } w = \frac{10\,000 \cdot 10^{-3}}{32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3} = 0,3125 \text{ [m/s].}$$

3. Într-un canal de irigații cu secțiunea dreptunghiulară cu lățimea L de 4 [m] se scurge apă la 20 [°C]. Să se calculeze grosimea stratului de apă la limita domeniilor laminar și turbulent.

Soluția propusă:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}; \quad w = \frac{Re \cdot \eta}{d_{ech} \cdot \rho}; \quad Q_v = A \cdot w; \quad w = \frac{Q_v}{A};$$

$P_u = h + L + h = 2h + L$; pentru curgere cu suprafață liberă;

$$A_u = L \cdot h$$

$$d_{ech} = 4 \cdot (A_u / P_u) = 4 \cdot (L \cdot h) / (2h + L);$$

$$Re = \frac{Q_v}{L \cdot h} \cdot \frac{4 \cdot L \cdot h}{(2 \cdot h + L)} \cdot \frac{\rho}{\eta};$$

$$h = \frac{4 \cdot Q_v \cdot \rho - Re \cdot L \cdot \eta}{2 \cdot Re \cdot \eta}.$$

	Q_v [l/s]	h_{lam} [m]	h_{turb} [m]	Q_v [l/s]	h_{turb} [m]
1	-1,13043	-1,8	10	0	
2	-0,26087	-1,6	11	0,2	
3	0,608696	-1,4	12	0,4	
4	1,478261	-1,2	13	0,6	
5	2,347826	-1	14	0,8	
6	3,217391	-0,8	15	1	
7	4,086957	-0,6	16	1,2	
8	4,956522	-0,4	17	1,4	
9	5,826087	-0,2	18	1,6	
10	6,695652	0	19	1,8	
			20	2	

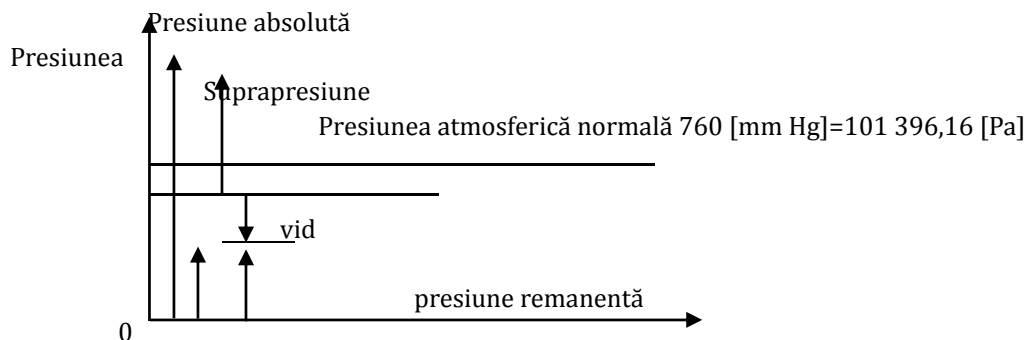
Comentariu:

- Din relația de calcul rezultă dependența grosimii stratului de debitul de apă.
- Este evident că rezultatele negative nu au sens fizic.
- Regimul laminar de curgere apare doar de la debitul $2,3 \text{ [l/s]} = 8,28 \text{ [m}^3/\text{h]}$.
- Regimul turbulent apare de la $10 \text{ [l/s]} = 36 \text{ [m}^3/\text{h]}$.

4. Presiunea este rezultatul ciocnirilor dintre molecule între ele și pereții incintei în care sunt prinse. Dacă nu avem nici o moleculă într-o incintă, presiunea este $p = 0$. Odată cu introducerea de molecule în incintă, acestea se vor ciocni între ele și cu pereții incintei, așa încât presiunea crește. Continuând introducerea de molecule în incintă, la un moment dat densitatea moleculelor din incintă egalează densitatea moleculelor din mediul înconjurător. În acest moment și caz, se atinge așa-zisa „presiune atmosferică”. Datorită variațiilor de densitate moleculară din mediul înconjurător datorate latitudinii, altitudinii, temperaturii, umidității etc., s-a definit „presiunea atmosferică normală” la valoarea $h = 760$ [mm Hg], valoare care se va lua în calcul ori de câte ori nu există alte precizări speciale în tema dată sau dacă presiunea exterioară nu influențează procesul.

Ca nomenclatură: presiunea atmosferică, indiferent dacă este momentană, reală sau cea normală, împarte domeniul de presiuni în: suprapresiune și depresiune, după cum densitatea moleculelor este mai mare sau mai mică decât cea de referință.

- dacă se măsoară de la nivelul presiunii de referință în jos, denumirea este: „vid”.
- de la vid până la 0, denumirea este: „presiune remanentă”.
- de la nivelul de referință în sus denumirea este de „suprapresiune”.
- la măsurarea presiunii de la 0, indiferent dacă este până în domeniul de depresiune sau suprapresiune, se vorbește de „presiune absolută”
- la măsurarea de la nivelul de referință, indiferent dacă este în sus sau în jos, se discută despre „presiune relativă”.



5. Să se exprime valoarea presiunii atmosferice de 720 [mm Hg] în alte unități de măsură.

Soluția propusă:

a) exprimare în unitățile S.I.:

$$\Delta p = \rho \cdot g \cdot \Delta h \Rightarrow \Delta p = 13\,600 \cdot 9,81 \cdot 0,720 = 96\,059,52 \text{ [Pa]};$$

b) exprimare în [ata]: $96\,059,52 / 98\,100 = 0,9792$ [ata];

c) exprimare în [at] mm Hg ca vid: $760 - 720 = 40$ [mm Hg];

e) exprimare în [bar]: $96\,059,52 / 100\,000 = 0,9606$ [bar];

f) exprimare în [hectopascali]: $96\,059,52 / 100 = 960,6$ [hPa];

g) exprimare în [kilopascali]: $96\,059,52 / 1000 = 96,06$ [kPa];

h) exprimare în [megapascali]: $96\,059,52 / 1\,000\,000 = 0,096$ [MPa].

6. Un manometru diferențial cu mercur este atașat la o conductă orizontală. Care este pierderea de presiune prin frecare dintre punctele de priză dacă denivelarea manometrică este de 20 [mm] și prin conductă circulă:

a) apă la 20 [°C];

b) aer la 20 [°C] și presiune atmosferică.

Soluția propusă:

Valori necesare:

densitate apă: $1000 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$,

viscozitatea: $1 \cdot 10^{-3} \text{ [Pa} \cdot \text{s]}$.

densitatea aer: $\rho = \rho_0 \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot T}$, $\rho = 1,293 \cdot \frac{273}{293} = 1,2 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$;

viscozitatea: $18 \cdot 10^{-6} \text{ [Pa} \cdot \text{s]}$.

Relația de calcul a diferenței manometrice de presiune este:

$$\Delta p = \Delta \rho \cdot g \cdot \Delta h$$

a) apă: $\Delta p = (13\,600 - 1000) \cdot 9,81 \cdot 20 \cdot 10^{-3} = 2472,12 \text{ [Pa]}$;

b) aer: $\Delta p = (13\,600 - 1,2) \cdot 9,81 \cdot 20 \cdot 10^{-3} = 2668,32 \text{ [Pa]}$.

Pierderea de presiune în conducte drepte are relația de calcul:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \rho \cdot \frac{w^2}{2}.$$

Comentariu:

- Se remarcă faptul că pierderea de presiune măsurată prin denivelarea manometrică, Δp , depinde de regimul de curgere, (prin valoarea cifrei Re), adică de coeficientul de frecare, λ , de dimensiunea geometrică a sistemului, de natura materialului și de debitul său.
- Pentru fluidele date: apă și aer în acest caz, la o geometrie fixă, de exemplu: $L = 100 \text{ [m]}$ și $d = 25 \times 2,5 \text{ [mm]}$, variația pierderii de presiune cu debitul se poate reda astfel:

$Q_v \text{ [l/s]}$	$w \text{ [m/s]}$	$Re_{apa} [-]$	$\lambda_{apa} [-]$	$\Delta p_{apa} \text{ [Pa]}$	$Re_{aer} [-]$	$\lambda_{aer} [-]$	$\Delta p_{aer} \text{ [Pa]}$
0	0	0	0	0	0	0	0
0,01	0,031847	636,9427	0,10048	254,77707	42,46285	1,5072	4,5859873
0,02	0,063694	1273,885	0,05024	509,55414	84,92569	0,7536	9,1719745
0,03	0,095541	1910,828	0,03349333	764,33121	127,3885	0,5024	13,757962
0,04	0,127389	2547,771	0,04447818	1804,4618	169,8514	0,3768	18,343949
0,05	0,159236	3184,713	0,04206486	2666,49158	212,3142	0,30144	22,929936
0,06	0,191083	3821,656	0,04019057	3668,65942	254,7771	0,2512	27,515924
0,07	0,22293	4458,599	0,03867119	4804,6779	297,2399	0,215314	32,101911
0,08	0,254777	5095,541	0,03740154	6069,46184	339,7028	0,1884	36,687898
0,09	0,286624	5732,484	0,03631628	7458,76801	382,1656	0,167467	41,273885
0,1	0,318471	6369,427	0,03537219	8968,97283	424,6285	0,15072	45,859873
0,2	0,636943	12738,85	0,02974435	30167,9084	849,2569	0,07536	91,719745
0,3	0,955414	19108,28	0,02687706	61334,5106	1273,885	0,05024	137,57962
0,4	1,273885	25477,71	0,02501192	101472,344	1698,514	0,03768	183,43949
0,5	1,592357	31847,13	0,02365481	149947,841	2123,142	0,030144	229,29936
0,6	1,910828	38216,56	0,02260082	206303,88	2547,771	0,044478	487,20469
0,7	2,229299	44585,99	0,02174641	270186,894	2972,399	0,042797	638,07002
0,8	2,547771	50955,41	0,02103243	341310,922	3397,028	0,041392	806,03564
0,9	2,866242	57324,84	0,02042215	419437,349	3821,656	0,040191	990,53804
1	3,184713	63694,27	0,01989125	504362,407	4246,285	0,039146	1191,096
2	6,369427	127388,5	0,01672648	1696466,16	8492,569	0,032918	4006,3535
3	9,55414	191082,8	0,01511408	3449092,99	12738,85	0,029744	8145,3353
4	12,73885	254777,1	0,01406524	5706209,25	16985,14	0,02768	13475,713

Q_v [l/s]	w [m/s]	Re_{apa} [-]	λ_{apa} [-]	Δp_{apa} [Pa]	Re_{aer} [-]	λ_{aer} [-]	Δp_{aer} [Pa]
5	15,92357	318471,3	0,01330208	8432186,74	21231,42	0,026178	19913,348
6	19,10828	382165,6	0,01270937	11601319,7	25477,71	0,025012	27397,533
7	22,29299	445859,9	0,0122289	15193725,6	29723,99	0,024066	35881,314
8	25,47771	509554,1	0,01182741	19193323,6	33970,28	0,023276	45326,715
9	28,66242	573248,4	0,01148422	23586695,5	38216,56	0,022601	55702,048
10	31,84713	636942,7	0,01118567	28362382,4	42462,85	0,022013	66980,251

7. Să se determine pierderile de presiune dinamice și prin frecare la curgerea apei la 20 [°C] și a aerului la 0 [°C] printr-o conductă dreaptă din oțel cu lungimea de 100 [m] și diametrul de 36×2 [mm] dacă viteza fluidelor este de 0,001; 0,3 și 1 [m/s].

Soluția propusă:

Relațiile de calcul pentru pierderea de presiune dinamică respectiv prin frecare sunt:

$$\Delta p_d = \rho \cdot \frac{w^2}{2}; \quad \Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \rho \cdot \frac{w^2}{2}; \quad \lambda = \lambda(Re, d_{ech}/e); \quad Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}$$

a) pentru apă:

Valori necesare: - densitatea: 1000 [Kg/m³]; viscozitatea dinamică: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s];

- diametrul echivalent: $36-4=32$ [mm];

- rugozitatea conductei: $e=0,2$ [mm].

$$\Delta p_d = 1000 \cdot \frac{0,01^2}{2} = 0,05 \text{ [Pa];} \quad \Delta p_d = 1000 \cdot \frac{0,3^2}{2} = 45 \text{ [Pa];} \quad \Delta p_d = 1000 \cdot \frac{1^2}{2} = 500 \text{ [Pa].}$$

$$Re = \frac{1^{-2} \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 320; \quad Re = \frac{0,3 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 9600; \quad Re = \frac{1 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 32000$$

$$d_{ech}/e = 32/0,2 = 160;$$

Din diagrama de corelare $\lambda = \lambda(Re, d_{ech}/e)$ se ridică valorile pentru cifra Reynolds calculată:

$$\lambda = 0,0395; \quad \lambda = 0,0365; \quad \lambda = 0,033;$$

$$\Delta p_{fr} = 0,0395 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1000 \cdot \frac{1^{-4}}{2} = 5,15 \text{ [Pa];}$$

$$\Delta p_{fr} = 0,0365 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1000 \cdot \frac{0,3^2}{2} = 5475 \text{ [Pa];}$$

$$\Delta p_{fr} = 0,033 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1000 \cdot \frac{1^2}{2} = 51562,5 \text{ [Pa].}$$

Regimurile de curgere sunt: laminar, intermediar și turbulent.

b) pentru aer:

Valori necesare: - densitatea: 1,293 [Kg/m³]; viscozitatea dinamică: $18 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s];

- diametrul echivalent: $36-4=32$ [mm];

- rugozitatea conductei: $e=0,2$ [mm].

$$\Delta p_d = 1,293 \cdot \frac{1^{-4}}{2} = 0,6 \cdot 10^{-4} \text{ [Pa];} \quad \Delta p_d = 1,293 \cdot \frac{0,3^2}{2} = 0,058 \text{ [Pa];} \quad \Delta p_d = 1,293 \cdot \frac{1^2}{2} = 0,6465$$

$$Re = \frac{1^{-4} \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 1,293}{18 \cdot 10^{-6}} = 0,22986 \approx 0,2$$

$$Re = \frac{0,3 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 1,293}{18 \cdot 10^{-6}} = 689,6 \approx 700; \quad Re = \frac{1 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 1,293}{18 \cdot 10^{-6}} = 2298,6 \approx 2300$$

$$d_{ech}/e = 32/0,2 = 160;$$

Regimul de curgere a aerului prin conductă la cele trei viteze este laminar:

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}}; \quad \lambda = \frac{64}{0,2} = 320; \quad \lambda = \frac{64}{700} = 0,0914; \quad \lambda = \frac{64}{2300} = 0,0278$$

$$\Delta p_{fr} = 320 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1,293 \cdot \frac{1^{-4}}{2} = 64,65 \quad [\text{Pa}];$$

$$\Delta p_{fr} = 0,0914 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1,293 \cdot \frac{0,3^2}{2} = 12,85 \quad [\text{Pa}];$$

$$\Delta p_{fr} = 0,0278 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1,293 \cdot \frac{1^2}{2} = 56,2 \quad [\text{Pa}].$$

Comentariu:

- Proprietățile fizice ale materialului; densitatea și viscozitatea în principal, influențează atât regimul de curgere cât și pierderile de presiune.
- Gazele având proprietăți fizice cu valori mai reduse, vor avea și pierderi de presiune mai mici.
- Se remarcă faptul că la aceeași viteză, regimurile de curgere între lichide și gaze sunt foarte diferite. Acest fapt se reflectă în proprietățile de transport și transfer a materialelor, implicit în cea de deplasare a unor eventuale substraturi sau metaboliți.

8. Să se găsească relația criterială minimă care descrie curgerea fluidelor prin conducte circulare drepte.

Soluția propusă:

- a) Se întocmește lista minimă de variabile a fenomenului de curgere prin conducte drepte: $\Delta p, \rho, \eta, d_{ech}, w, L, l$.

În lista cu variabile s-au inclus: pierderea de presiune, densitatea, viscozitatea, diametrul echivalent, viteza de curgere, lungimea conductei și rugozitatea peretelui conductei.

- b) Se distribuie variabilele față de variabila principală:

$$\Delta p, d_{ech}; \rho, \eta, w, L, l.$$

- c) Se formează matricea dimensională din variabilele distribuite cu câte un indice alocat:

	Δp^a	d_{ech}^b	ρ^c	η^e	w^f	L^j	l^m
L	- 1	1	- 3	- 1	1	1	1
M	1	0	1	1	0	0	0
T	- 2	0	0	- 1	- 1	0	0

- d) Se întocmește sistemul nedeterminat al indicilor distribuiți:

L	- a+b=- 3 c - e+f+j+m
M	a=c+e
T	- 2 a=- e - f

- e) Se rezolvă sistemul prin omogenizare progresivă:

M	a=2; c=1; e=1.
T	e=1; f=3.
L	b=3; j=1, m=1.

- f) Se formează relația tip monom care descrie fenomenul:

$$\Delta p^2 = k \cdot \frac{L \cdot \eta \cdot \rho \cdot w^3 \cdot l}{d_{ech}^3}.$$

g) Se verifică omogenitatea dimensională a relației:

$$\left[\frac{\text{kg}^2}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^4} \right] = [-] \cdot \frac{[m] \cdot \left[\frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \right] \cdot \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] \cdot \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}^3} \right] \cdot [m]}{[m^3]} = \left[\frac{\text{kg}^2}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^4} \right]$$

h) Se formează grupurile de criterii de similitudine sau rapoarte de similitudine:

$$\frac{\Delta p^2}{\rho^2 \cdot w^4} = k \cdot \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\eta}{w \cdot d_{ech} \cdot \rho} \cdot \frac{l}{d_{ech}};$$

$$Eu^2 = k \cdot Re^{-1} \cdot S_{-1} \cdot S_{-2};$$

$$Eu^2 \cdot Re = k_{-2}.$$

Comentariu:

Pornind de la o listă de variabile minimă, prin metoda analizei dimensionale generale se poate ajunge la expresia funcției dintre variabile sau la grupurile adimensionale tradiționale.

9. Se pompează cu un debit de 20 [t/h] un lichid cu densitatea 1130 [Kg/m³] și viscozitatea de 2,6·10⁻³ [Pa · s] printr-o conductă cu diametrul $d = 76 \times 4$ [mm] și lungimea de 50 [m]. Pe conducta de oțel cu coroziune neînsemnată se găsesc trei robinete normale, un robinet de probă, șase coturi și patru curbe. Diferența de nivel între vasul de alimentare și cel în care se pompează este de 10 [m], presiunea atmosferică este de 700 [mm Hg], iar cea din vas este de 2 [at]. Să se calculeze puterea pompei cu randament total de 0,7.

Soluția propusă:

Relația de calcul a puterii de acționare a pompelor este: $P = \frac{Q_v \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta_T}$, [kW].

- unde:
- Q_v este debitul volumetric, [m³/s];
 - Δp este pierderea de presiune totală, [Pa];
 - η_T este randamentul total, [-];
 - $\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_h$.

$$\Delta p_d = \rho \cdot \frac{w^2}{2}; \quad \Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \rho \cdot \frac{w^2}{2}; \quad \Delta p_{rl} = \sum \zeta \cdot \rho \cdot \frac{w^2}{2};$$

$$\Delta p_{st} = p_2 - p_1; \quad \Delta p_h = \rho \cdot g \cdot \Delta h.$$

- Se transformă debitul masic în debit volumetric, ținând seama de unitățile de măsură din Sistemul Internațional de Unități de Măsură, (SIUM):

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho}; \quad Q_v = \frac{20000}{3600 \cdot 1130} = 0,004916 \text{ [m}^3/\text{s]};$$

- Se calculează viteza lichidului în condițiile de lucru:

$$w = \frac{Q_v}{A}; \quad A = \pi \cdot \frac{d_i^2}{4}; \quad A = \frac{3,14 \cdot 68^2 \cdot 10^{-6}}{4} = 3,63 \cdot 10^{-6} \text{ [m}^2\text{]};$$

$$w = \frac{0,004916}{3,63 \cdot 10^{-6}} = 1,35 \text{ [m/s]}.$$

- Se determină valoarea fiecărui termen din componența valorii Δp_T :

$$\Delta p_d = 1130 \cdot \frac{1,35^2}{2} = 1035,27 \text{ [Pa]}.$$

$$\lambda = \lambda(Re, d_{ech}/e); \quad Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}; \quad Re = \frac{1,35 \cdot 68 \cdot 10^{-3} \cdot 1130}{2,6 \cdot 10^{-3}} = 39897,7 \approx 4 \cdot 10^4;$$

$$d_{ech}/e = 68/0,2 = 340;$$

- Regimul de curgere este turbulent, conducta este rugoasă:

$$\lambda = 0,027.$$

- (Dacă s-ar utiliza relația Blasius, valabilă pentru conducte netede, se obține:

$$\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}; \quad \lambda = \frac{0,316}{(4 \cdot 10^4)^{0,25}} = 0,0223$$

o valoare mai mică, datorită „netezimii” peretelui conductei).

$$\Delta p_{fr} = 0,027 \cdot \frac{50}{68 \cdot 10^{-3}} \cdot 1130 \cdot \frac{1,35^2}{2} = 20\,443 \text{ [Pa]}.$$

- Coeficienții de rezistență locală:

- intrare în țevă: 0,5

- trei robinete normale: $3 \cdot 4,5 = 13,5$

- un robinet de probă: 2,0

- șase coturi: $6 \cdot 1 = 6,6$

- patru curbe: $4 \cdot (0,11 \cdot 1) = 0,44$

- ieșire din țevă: 1,0

$$\sum \xi = 24,04$$

$$\Delta p_{rl} = \sum 24,04 \cdot 1130 \cdot \frac{1,35^2}{2} = 49\,508,6 \text{ [Pa]}.$$

$$p_2 = (13\,600 \cdot 9,81 \cdot 0,700 + 2 \cdot 98\,100) \text{ [Pa]};$$

$$p_1 = 13\,600 \cdot 9,81 \cdot 0,700 \text{ [Pa]};$$

$$\Delta p_{st} = p_2 - p_1; \quad \Delta p_{st} = 196\,200 \text{ [Pa]}.$$

$$\Delta p_h = \rho \cdot g \cdot \Delta h; \quad \Delta p_h = 1130 \cdot 9,81 \cdot 10 = 110\,853 \text{ [Pa]}.$$

$$\Delta p_T = 1035,3 + 20\,443 + 49\,508,6 + 196\,200 + 110\,853 = 378\,039,9 \approx 378\,040 \text{ [Pa]}.$$

$$P = \frac{0,004916 \cdot 378\,040}{1000 \cdot 0,7} = 1,345 \approx 1,35 \text{ [kW]}.$$

Comentariu:

- Pierderea de presiune cea mai mică este cea dinamică.
- Pierderea de presiune prin frecare și cea prin rezistențe locale au valori comparabile, dependente de structura traseului și de debit.
- Coeficientul de rezistență locală este mai mic în cazul curbelor decât în cazul coturilor.

Calculul final arată puterea necesară efectuării serviciului de pompare a lichidului în condițiile problemei date. În mod normal, pentru dimensionarea pompelor se multiplică puterea obținută din calcul cu un coeficient dependent de valoarea puterii calculate, rezultând puterea instalată. Acest surplus de putere este necesar și pentru modificarea condițiilor de lucru: material, debit etc. ... și se aplică în modul următor:

P calculată [kW]	Coeficient de multiplicare, β , [-]
≤ 1	$3 \div 2$
$1 \div 5$	$2 \div 1,2$
$5 \div 50$	$1,2 \div 1,15$
$50 \geq$	1,1

10. Ce putere instalată trebuie să aibă motorul unui ventilator care debitează 100 [Nm³/mine aer la o diferență de presiune totală de 100 [mm H₂O], la un randament total de 0,8.

Soluția propusă:

Relația de calcul a puterii de acționare a ventilatoarelor este:

$$P = \frac{Q_v \cdot \Delta p}{1\,000 \cdot \eta_T}, \text{ [kW]}.$$

unde: Q_v este debitul volumetric, [m³/s];
 Δp este pierderea de presiune totală, [Pa];
 η_T este randamentul total, [-].

$$P = \frac{100 \cdot 100 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 \cdot 1\,000}{60 \cdot 1\,000 \cdot 0,8} = 2,044 \quad [\text{kW}];$$

$$P_{\text{inst}} = 2,044 \cdot 1,7 = 3,5 \quad [\text{kW}].$$

11. Să se determine temperatura aerului la sfârșitul comprimării adiabactice a aerului din condiții normale la 3 [atm]. Să se determine lucrul mecanic adiabatic și puterea instalată necesară pentru comprimarea a 100 [Nm³/min] un randament total de 0,8.

Soluția propusă:

Relația de calcul pentru calculul temperaturii este:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}};$$

unde: T_1 și T_2 sunt temperaturile inițială și finală, [°K];
 p_1 și p_2 sunt presiunile inițială și finală, [Pa];
 k este coeficientul adiabatic al gazului comprimat, $k = \frac{c_p}{c_v}$, pentru aer $k = 1,4$.

$$T_2 = T_1 \left(\frac{3}{1}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} = 373,6 \quad [\text{°K}] = 100 \quad [\text{°C}];$$

Relația de calcul pentru calculul lucrului mecanic adiabatic efectuat la comprimarea unui kg de gaz este:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right];$$

unde: R este constanta generală a gazelor, $R = 8310/M$ [J/kg · °K];
 M este masa moleculară a gazului, [kg/kmol].

$$L_{ad} = \frac{1,4}{1,4-1} \cdot \frac{8310}{28,9} \cdot 273 \cdot \left[\left(\frac{3}{1}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1\right] = 101304 \quad [\text{J/kg}];$$

Puterea necesară se determină cu relația:

$$P = \frac{G \cdot L_{ad}}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_T} \quad [\text{kW}],$$

unde G este debitul masic orar de gaz, [kg].

În condițiile problemei, $G_1 = 100 \cdot 1,293 = 129,3$ [kg/min];

$$P = \frac{129,3 \cdot 101304}{60 \cdot 1000 \cdot 0,8} = 272,88 \approx 273 \quad [\text{kW}];$$

$$P_{\text{inst}} = 273 \cdot 1,1 = 300 \quad [\text{kW}].$$

Comentariu:

Pentru același debit de aer ventilat și comprimat, necesarul energetic este extrem de diferit. Pentru comprimare este nevoie de aproximativ 100 de ori mai multă energie decât la ventilare mai exact de 85,8 ori.

12. Cu ce viteză sedimentează particulele de cuarț cu diametrul de 15 [μm] în apă și aer la 0 [°C], respectiv în aer la 500 [°C].

Soluția propusă:

Relația de calcul a vitezei de sedimentare în regim laminar, $Re \leq 0,2$ este:

$$w_{sed} = \frac{d^2 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{18 \cdot \eta_f}$$

- Valori necesare: densitatea apei la 0 [°C]: 1000 [Kg/m³];

- densitatea cuarțului: 2650 [Kg/m³];

- densitatea aerului 0 [°C]: 1,293 [Kg/m³];

densitatea aerului la 500 [°C]: $\rho = \rho_0 \cdot \frac{p}{p_0} \cdot \frac{T_0}{T}$, $\rho = 1,293 \cdot \frac{1}{1} \cdot \frac{273}{(273 + 500)} = 0,457$ [Kg/m³];

- viscozitatea apei la 0 [°C]: $1,792 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s];

- viscozitatea aerului la 0 [°C]: $20 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s];

- viscozitatea aerului la 500 [°C]: $35,5 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s].

a) în apă: $w_{sed} = \frac{15^2 \cdot 10^{-12} \cdot (2\,650 - 1\,000) \cdot 9,81}{18 \cdot 1,792 \cdot 10^{-3}} = 3,6 \cdot 10^{-4}$ [m/s];

- Verificarea formulei de calcul: $Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f}$;

$$Re = \frac{3,6 \cdot 10^{-4} \cdot 15 \cdot 10^{-6} \cdot 1\,000}{1,792 \cdot 10^{-3}} = 3 \cdot 10^{-3} \leq 0,2; \text{ formula se poate aplica.}$$

b) în aer: $w_{sed} = \frac{15^2 \cdot 10^{-12} \cdot (2\,650 - 1,293) \cdot 9,81}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6}} = 1,6 \cdot 10^{-2}$ [m/s];

$$w_{sed} = \frac{15^2 \cdot 10^{-12} \cdot (2\,650 - 0,457) \cdot 9,81}{18 \cdot 35,5 \cdot 10^{-6}} = 9,1 \cdot 10^{-3}$$
 [m/s];

$$Re = \frac{1,6 \cdot 10^{-2} \cdot 15 \cdot 10^{-6} \cdot 1,293}{20 \cdot 10^{-6}} = 1,55 \cdot 10^{-2} \quad Re = \frac{9,1 \cdot 10^{-3} \cdot 15 \cdot 10^{-6} \cdot 0,457}{35,5 \cdot 10^{-6}} = 1,76 \cdot 10^{-3}$$

În ambele cazuri se verifică relația: $Re \leq 0,2$, deci presupunerea de regim laminar este corectă și în acest caz.

Comentariu:

- Pentru particulele micronice se poate presupune un regim laminar de sedimentare, dar este obligatorie verificarea regimului de curgere.
- La sedimentarea în gaze, care au densitatea sensibil mai mică decât a solidelor și lichidelor, viteza de depunere este mai puțin influențată de densitate, deci aceasta se poate neglija din diferența termenilor din paranteză.
- Sedimentarea în gaze este mai puternic influențată de temperatură, care influențează direct viscozitatea.
- Lichidele își scad viscozitatea cu creșterea temperaturii.
- Gazele își cresc viscozitatea cu creșterea temperaturii.

13. Să se calculeze diametrul minim al particulelor de cuarț care scapă dintr-un decantor radial, (circular), cu diametrul de 30 [m] prin care trece un debit de suspensie apoasă la 20 [°C] de 1000 [m³/h].

Soluția propusă:

Particula este echilibrată de viteza ascensională și de cea de sedimentare care sunt egale. Dacă viteza ascensională este mai mare, particula este transportată și iese din decantor. Dacă viteza de sedimentare este mai mare, particula sedimentează cu diferența de viteză între cea de sedimentare și cea de transport.

Condiția de echilibru este: $w_{sed} = w_{tr}$.

Valori necesare:

- densitatea apei la 0 [°C]: 1000 [Kg/m³];
- densitatea cuarțului: 2650 [Kg/m³];
- viscozitatea apei la 20 [°C]: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

Se calculează viteza de trecere a apei din decantor, (viteza ascensională a fluxului de suspensie):

$$w = \frac{Q_v}{A_{\text{decantor}}};$$

Aria de trecere a apei este aria transversală a decantorului:

$$A = \frac{\pi \cdot d^2}{4}; \quad A = \frac{\pi \cdot 30^2}{4} = 706,5 \text{ [m}^2\text{]};$$

Viteza de trecere:

$$w = \frac{1\,000}{706,5 \cdot 3\,600} = 3,93 \cdot 10^{-4} \text{ [m/s]};$$

Din egalarea vitezei de trecere cu cea de sedimentare considerată în regim laminar se obține:

$$w_{tr} = w_{sed} = \frac{d^2 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{18 \cdot \eta_f}.$$

Din relație se poate obține diametrul particulei:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot w_{sed} \cdot \eta_f}{(\rho_s - \rho_f) \cdot g}}, \quad d = \sqrt{\frac{18 \cdot 3,93 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{(2\,650 - 1\,000) \cdot 9,81}} = 2,1 \cdot 10^{-5} \text{ [m]};$$

Se verifică dacă relația de calcul este valabilă:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f}; \quad Re = \frac{3,93 \cdot 10^{-4} \cdot 2,1 \cdot 10^{-5} \cdot 1\,000}{1 \cdot 10^{-3}} = 8,25 \cdot 10^{-3} \leq 0,2.$$

Relația este valabilă și poate fi aplicată.

Comentariu:

Având în vedere faptul că în decantor suspensia se deplasează nu numai în regim laminar, ci de obicei este o curgere intermediară sau turbulentă, precum și că există o gamă largă de diametre sau de asociații de particule, pentru siguranța calculului se adoptă o înjumătățire a vitezei teoretice de sedimentare:

$$w_{sed \text{ practică}} = 0,5 \cdot w_{sed}.$$

În aceste condiții se poate recalcula diametrul particulei „reale” care scapă din decantor:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot 3,93 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot (2\,650 - 1\,000) \cdot 9,81}} = 1,48 \cdot 10^{-5} \text{ [m]}.$$

Cum diametrul particulei este mai mic decât cel calculat, regimul de sedimentare se menține.

14. Într-un bazin de reținere grosieră cu dimensiunile $L = 4$ [m], lățimea de 1 [m] și lățimea lamei de lichid, $h = 0,15$ [m], intră un debit de 5 [m³/h] de suspensie apoasă de alumina hidratată la 20 [°C]. Să se calculeze diametrul particulei care scapă din bazin.

Soluția propusă:

Particula este deplasată de-a lungul bazinului de viteza de transport, (longitudinală), fiind supusă și vitezei de sedimentare. Dacă timpul de de trecere de-a lungul bazinului este egal cu timpul în care particula sedimentează la adâncimea lamei de lichid, particula este în echilibru. Dacă timpul de sedimentare este mai mic decât cel de trecere, particula rămâne în decantor; dacă nu, particula va fi evacuată.

Condiția de echilibru este $\tau_{sed} = \tau_{tr}$.

Valori necesare:

- densitatea apei la 20 [°C]: 1000 [Kg/m³];
- densitatea aluminei hidratate: 2230 [Kg/m³];
- viscozitatea apei la 20 [°C]: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

Se calculează viteza de trecere a apei prin bazin:

$$w = \frac{Q_v}{A_{\text{deversorului}}} = \frac{5}{3600 \cdot (1 \cdot 0,15)} = 9,26 \cdot 10^{-3} \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right].$$

Timpul în care suspensia trece prin decantor, (bazin), este:

$$\tau = \frac{L}{w_{tr}} = \frac{4}{9,26 \cdot 10^{-3}} = 432 \text{ [s]}.$$

Timpul de trecere este egal cu cel de sedimentare a particulei pe grosimea lamei de lichid, deci:

$$h_{sed} = w_{sed} \cdot \tau;$$

$$w_{sed} = \frac{0,15}{432} = 3,47 \cdot 10^{-4} \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right].$$

Diametrul particulei se poate determina cu relația:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot w_{sed} \cdot \eta_f}{(\rho_s - \rho_f) \cdot g}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 3,47 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{(2230 - 1000) \cdot 9,81}} = 0,22 \cdot 10^{-4} \text{ [m]}.$$

Verificarea corectitudinii relației de calcul:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f} = \frac{3,47 \cdot 10^{-4} \cdot 0,22 \cdot 10^{-4} \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 7,63 \cdot 10^{-3}.$$

Cum Re calculat este mai mic decât 0,2, (limita regimului laminar), se poate spune că acest calcul este corect.

Comentariu:

Având în vedere faptul că în decantor suspensia se deplasează nu numai în regim laminar, ci de obicei este o curgere intermediară sau turbulentă, precum și că există o gamă largă de diametre sau de asociații de particule, pentru siguranța calculului se adoptă o înjumătățire a vitezei teoretice de sedimentare:

$$w_{sed \text{ practică}} = 0,5 \cdot w_{sed}.$$

În aceste condiții se poate recalcula diametrul particulei „reale” care scapă din decantor:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot 3,47 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot (2230 - 1000) \cdot 9,81}} = 1,6 \cdot 10^{-5} \text{ [m]}$$

Cum diametrul particulei este mai mic decât cel calculat, regimul de sedimentare se menține.

15. Să se determine viteza de sedimentare în apă la 25 [°C] a unor particule alungite de cărbune, (huilă) și a unor particule de șist cu diametru echivalent de 2 [mm].

Soluția propusă:

Diametrul particulei este relativ mare, așa încât nu se mai poate face presupunerea că sedimentarea este în regim laminar. În acest caz se apelează fie la diagramele Li , $Re = f(Ar)$ sau se aplică prin încercări formulele caracteristice regimurilor intermediar sau turbulent, ajustate cu coeficienții de formă a particulelor.

Calea cea mai simplă este utilizarea diagramelor de corelare.

Valori necesare:

- densitatea apei la 25 [°C]: 1000 [Kg/m³];
- densitatea huilei: 2650 [Kg/m³];
- densitatea șistului: 1350 [Kg/m³];
- viscozitatea apei la 25 [°C]: $0,8973 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

Se calculează criteriul Arhimede, pentru că avem precizat diametrul echivalent:

$$Ar = Ga \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_f} = \frac{Re^2}{Fr} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} = \frac{d^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}$$

$$= \frac{2^3 \cdot 10^{-9} \cdot (1350 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}{0,8973^2 \cdot 10^{-6}} = 3,4 \cdot 10^4.$$

Din diagrama $Li = f(Ar)$ se determină fie criteriul Liascenko, fie criteriul Reynolds.

- a) pentru huiă:** În acest caz, pentru particule alungite se obține doar criteriul Liascenko: $Li = 1,5 \cdot 10^2$, ținând seama de forma particulei care sedimentează.

Din formula de calcul a criteriului Liascenko, ce depinde doar de viteza de sedimentare, se poate detalia:

$$Li = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{Re \cdot Fr \cdot \rho_f}{(\rho_s - \rho_f)} = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g},$$

$$w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \eta_f}{\rho_f^2}} = \sqrt[3]{\frac{1,5 \cdot 10^2 \cdot 9,81 \cdot (1350 - 1000) \cdot 0,897 \cdot 10^{-3}}{1000^2}} = 7,73 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]}.$$

- b) pentru șist:** În acest caz, pentru particulele lamelare geomorfologice se obține din criteriul Liascenko: $Li = 2 \cdot 10^2$, ținând seama de forma particulei care sedimentează.

Din formula de calcul a criteriului Liascenko, ce depinde doar de viteza de sedimentare, se poate detalia:

$$w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \eta_f}{\rho_f^2}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10^2 \cdot 9,81 \cdot (1350 - 1000) \cdot 0,897 \cdot 10^{-3}}{1000^2}} = 8,4 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]}$$

Comentariu:

Se remarcă faptul că forma particulei influențează viteza de sedimentare.

16. Să se găsească dimensiunile unui agitator tip paletă cu două pale și puterea consumată la acționare știind că pe modelul la scară 1:10 similar geometric cu diametrul paletelor $d = 3$ [cm] s-au contorizat 600 [rot/min] pe un fluid cu $\rho = 2400$ [Kg/m³], viscozitatea $\eta = 5 \cdot 10^3$ [Pa · s], iar prototipul lucrează cu un amestec de reacție cu $\rho = 910$ [Kg/m³] și viscozitatea $\eta = 0,6$ [Pa · s].

Soluția propusă:

Utilizând similitudinea geometrică și hidrodinamică între model, (indice m) și prototip, (indice p):

$$Re_m = Re_p,$$

se obține:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = \frac{n \cdot d_{ech} \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = \frac{n \cdot d_{ech}^2 \cdot \rho}{\eta},$$

$$\frac{600 \cdot 3^2 \cdot 10^{-4} \cdot 2400}{60 \cdot 5 \cdot 10^{-3}} = \frac{n_p \cdot 0,3^2 \cdot 910}{0,6 \cdot 10^{-3}} \Rightarrow n_p = 11,4 \text{ [rot/min]}.$$

Calculul puterii se efectuează cu relația criteriului puterii, K_N :

$$K_N = \frac{P}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5}.$$

Criteriul puterii se determină din similitudinea geometrică și hidrodinamică:

$$K_N = \frac{c}{Re^m}.$$

Așadar, pentru prototip:

$$Re_p = \frac{11,4 \cdot 0,3^2 \cdot 910}{60 \cdot 0,6 \cdot 10^{-3}} = 25935,$$

$$K_N = \frac{14,35}{26\,000^{0,31}} = 0,614$$

$$P = 0,614 \cdot 910 \cdot (11,4/60)^3 \cdot 0,3^5 = 9,3 \cdot 10^{-3} \text{ [W]}.$$

Comentariu:

Valoarea rezultată din calcul este doar cea necesară creării turbulenței la amestecare. În realitate, puterea totală necesară însumează: puterea necesară învingerii frecărilor în lagăre, în presetupă, în grupul reductor, în transmisia motor-reductor, randamentul total al motorului și grupului motor-reductor.

Se remarcă faptul că puterea pentru crearea turbulenței este nesemnificativă față de restul necesarului de putere.

17. Să se calculeze presiunea și necesarul de aer pentru alimentarea unui bazin de aerare cu dimensiunile: $L = 80 \text{ [m]}$, $l = 20 \text{ [m]}$, $h = 3 \text{ [m]}$, având un coeficient de umplere 0,8 și densitatea suspensiei $1040 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$.

Soluția propusă:

Pentru agitarea bazinului prin barbotare se propune un regim de agitare mediu, cu un debit de $0,5 \text{ [m}^3 \text{ aer/m}^2 \cdot \text{min]}$, regim care să nu permită sedimentarea flocoanelor de nămol activ, dar nici spargerea lor:

$$A = L \cdot l; \quad A = 80 \cdot 20 = 1600 \text{ [m}^2\text{]};$$

$$Q_v = 0,5 \cdot 1600 = 800 \text{ [m}^3/\text{min}] = 48\,000 \text{ [m}^3/\text{h}].$$

- Presiunea aerului trebuie să învingă presiunea hidrostatică a stratului de lichid și rezistențele dinamice, prin frecare, prin rezistențe locale. Principala rezistență poate fi considerată cea hidrostatică:

$$\Delta p_h = \rho \cdot g \cdot \Delta h; \quad \Delta p_h = 1040 \cdot 9,81 \cdot 0,8 \cdot 3 = 24\,485,76 \text{ [Pa]};$$

Comentariu:

De obicei, se majorează presiunea calculată cu $8 \div 15 \text{ [%]}$ pentru a avea o rezervă și un grad mai mare de siguranță în funcționare, așadar:

$$\Delta p_T = 24\,485,76 \cdot 1,1 = 26\,934,33 \approx 27\,000 \text{ [Pa]};$$

18. Pe un filtru Nutsche cu diametrul de 1 [m] se filtrează o suspensie apoasă cu concentrația 5 [%] (v:v). Știind că filtrarea se oprește când se acumulează pe filtru un strat de 100 [mm] precipitat și că $a = 10\,000 \text{ [s/m}^2\text{]}$ și $b = 1000 \text{ [s/m]}$, să se determine timpul de filtrare și cel de spălare cu 10 [%] lichid de spălare față de volumul de filtrat.

Soluția propusă:

Se aplică relația generală a filtrării: $a \cdot V_f + b \cdot V_f = \tau$, unde $V_f = [\text{m}^3/\text{m}^2]$.

Calculul volumului de precipitat:

$$V = \frac{\pi \cdot d^2}{4}; \quad V_{pp} = \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} = 0,785 \text{ [m}^3\text{]}.$$

Calculul volumului de suspensie:

$$V_{\text{filtrat}} = \frac{0,785 \cdot 95}{5} = 14,915 \text{ [m}^3 \text{ filtrat]}.$$

Calculul volumului specific de filtrat:

$$V_f = \frac{14,915}{3,14 \cdot 1^2} = 4,796 \text{ [m}^3/\text{m}^2\text{]};$$

Timpul de filtrare este:

$$10\,000 \cdot 4,796^2 + 1000 \cdot 4,796 = 234\,795 \text{ [s]}$$

$$234\,795 \text{ [s]} = 3913 \text{ [minute]} \text{ și } 16 \text{ [s]} = 65 \text{ [ore]}, 13 \text{ [minute]} \text{ și } 16 \text{ [s]}.$$

Viteza de filtrare finală este egală cu cea de spălare, lichidul de spălare nemaiaducând solid pe filtru:

$$\frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot a \cdot V_f + b}; \quad \frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot 10\,000 \cdot 4,796 + 1\,000} = 1,032 \cdot 10^{-5} \text{ [m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s]};$$

Volumul de apă de spălare este:

$$V_{\text{spălare}} = 0,1 \cdot 14,915 = 1,4915 \text{ [m}^3\text{]};$$

Volumul specific de apă de spălare este:

$$V_{f,\text{spălare}} = 1,4915 / 3,14 = 0,475 \text{ [m}^3/\text{m}^2\text{]};$$

Timpul de spălare devine:

$$\tau = \frac{0,475}{1,032 \cdot 10^{-5}} = 46027 \text{ [s]};$$

$$46\,027 \text{ [s]} = 767 \text{ [minute]} \text{ și } 7 \text{ [s]} = 12 \text{ [ore]}, 47 \text{ [minute]} \text{ și } 7 \text{ [s]}.$$

19. Se fluidizează cu apă la 20 [°C], particule de silicagel cu diametrul de 2 [mm]. Aparatul are $D = 1$ [m] și înălțimea stratului fix este de 0,5 [m]. Să se calculeze:

- viteza minimă de fluidizare;
- gradul de expandare la un indice de fluidizare de 2;
- pierderea de presiune în stratul fluidizat și înălțimea stratului la acest indice de fluidizare;
- diametrul particulei care poate fi antrenat la viteza minimă de fluidizare;
- viteza de transport a particulelor din stratul fluidizat.

Soluția propusă:

Trebuie urmărită fenomenologia fluidizării.

- Valori necesare: densitatea apei la 20 [°C]: 1000 [Kg/m³];
- densitatea silicagelului: 2300 [Kg/m³];
- viscozitatea apei la 20 [°C]: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

a) - După relația lui Rowe: $w_{\min} = 8,1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f};$

$$w_{\min} = 8,1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(2\,300 - 1\,000) \cdot 2^2 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-3}} = 4,2 \cdot 10^{-3} \text{ [m/s]};$$

- După relația criterială: $\text{Re}_{\text{fluid}} = \frac{Ar}{1\,400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}};$

$$Ar = \frac{2^3 \cdot 10^{-9} \cdot (2\,300 - 1\,000) \cdot 1\,000 \cdot 9,81}{1 \cdot 10^{-6}} = 1 \cdot 10^5;$$

$$\text{Re}_{\text{fluid}} = \frac{1 \cdot 10^5}{1\,400 + 5,22 \cdot \sqrt{1 \cdot 10^5}} = 32,8;$$

$$w_{\min} = \frac{32,8 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 1\,000} = 1,64 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]};$$

- După diagrama de corelare $Ar = f(Li, \varepsilon)$, pentru valoarea criteriului $Ar = 10^5$, criteriul Liascenko are valoarea: $Li = 2 \cdot 10^{-1}$, de unde se poate calcula viteza de fluidizare:

$$w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \eta_f}{\rho_f^2}}; \quad w = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10^{-1} \cdot 9,81 \cdot (2\,300 - 1\,000) \cdot 10^{-3}}{10^6}} = 1,366 \cdot 10^{-3} \text{ [m/s]};$$

- **Observație:** Se poate vedea diferența dintre valorile obținute pentru viteza minimă de fluidizare indicate de diferitele relații de calcul. Acest aspect apare frecvent în sistemele de proiectare din cauza condițiilor diferite de deducere a acestor relații de calcul, a particularităților de aplicare și acestea trebuie precizate atunci când se aplică fiecare tip de relație în parte.

- Pentru a ține seama de aceste particularități, în lipsa unor precizări suplimentare, de regulă se face media aritmetică a acestor valori și se continuă calculul cu această valoare.

- În acest caz:

$$(4,2 \cdot 10^{-3} + 1,64 \cdot 10^{-2} + 1,366 \cdot 10^{-3}) / 3 = 8,87 \cdot 10^{-3} \text{ [m/s]}.$$

$$w_{\text{min de fluidizare}} = 8,87 \cdot 10^{-3} \text{ [m/s]};$$

$$\text{viteza de lucru la indice de fluidizare } K_w = 2, \text{ este de } w = 2 \cdot 8,87 \cdot 10^{-3} = 1,77 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]};$$

b) Gradul de expandare se poate determina din diagrama $Ar=f(Li, \varepsilon)$, din intersecția valorii criteriului Liascenko la valoarea reală, $(1,77 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]})$, cu abscisa criteriului Arhimeide cu valoarea 10^5 :

$$Li = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}; \quad Li = \frac{1,77^3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^6}{10^{-3} \cdot (2300 - 1000) \cdot 9,81} = 0,4348 \approx 0,44;$$

- **Din diagramă** se obține: $\varepsilon = 0,425$.

- Se poate **calcula porozitatea stratului**, (gradul de expandare) și cu relația:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21};$$

$$Ar = \frac{d^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}; \quad Ar = \frac{2^3 \cdot 10^{-9} \cdot (2300 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}{1 \cdot 10^{-6}} = 1 \cdot 10^5;$$

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f}; \quad Re = \frac{1,77 \cdot 10^{-2} \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{10^{-3}} = 35,4;$$

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot 35,4 + 0,36 \cdot 35,4^2}{10^5} \right)^{0,21} = 0,39.$$

- **Observație:** Apar iarăși diferențe între diferitele relații de calcul.

- Considerăm că valoarea rezultată din diagrama $Li=f(Ar, \varepsilon)$ este mai aproape de realitate.

c) **Pierdere de presiune** în stratul fluidizat se calculează cu relația:

$$\Delta p_{sf} = (\rho - \rho_m) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot h = (\rho - \rho_m) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot h_0;$$

$$\Delta p_{sf} = (2300 - 1000) \cdot 9,81 \cdot (1 - 0,4) \cdot 0,5 = 3826 \text{ [Pa]}.$$

- **Înălțimea stratului fluidizat** se determină cu relația:

$$h = \frac{(1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon)} \cdot h_0 \quad h = \frac{(1 - 0,4)}{(1 - 0,425)} \cdot 0,5 = 0,522 \text{ [m]}.$$

d) Pentru Liascenko=0,44, criteriul Arhimeide la transport este 90.

$$Ar = \frac{d^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}; \quad d = \sqrt[3]{\frac{\eta_f^2 \cdot Ar}{(\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}};$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{10^{-6} \cdot 90}{(2300 - 1000) \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 0,000192 \text{ [m]} = 0,2 \text{ [mm]}.$$

e) Pentru $Ar = 10^5$, criteriul Liascenko **pentru transport** are valoarea: $Li = 10^3$;

$$Li = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}; \quad w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot \eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{\rho_f^2}};$$

$$w = \sqrt[3]{\frac{10^3 \cdot 10^{-3} \cdot (2300 - 1000) \cdot 9,81}{1000^6}} = 0,233 \text{ [m/s]}.$$

20. Să se calculeze temperaturile finale a următoarelor amestecuri, cu condiția $Q_{-p}=0$.

- a) 1 kg apă la 90 [°C] și 1 kg apă la 20 [°C];
- b) 1 kg apă la 90 [°C] și 2 kg apă la 20 [°C];
- c) 1 kg apă la 90 [°C] și 3 kg apă la 20 [°C];
- d) 1 kg apă la 90 [°C] și n kg apă la 20 [°C].

Soluția propusă:

Transport și transfer termic la amestecarea fluidelor, cu final regim staționar, cu cedare și primire de căldură sensibilă, (schimbare de energie internă). Ecuația generală este cea de bilanț termic:

$$m_c \cdot c_{pc} \cdot \Delta T_c = m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r, \text{ unde: } c_{p \text{ apă}} = 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}.$$

- a) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 1 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = 55 \text{ [°C]}.$
- b) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 2 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = 43,333 \text{ [°C]}.$
- c) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 3 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = 37,5 \text{ [°C]}.$
- d) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = n \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = \frac{90+20 \cdot n}{(n+1)}, \text{ [°C]}.$

Comentariu:

La amestecarea aceluiași fluid având temperaturi diferite, contează doar **raportul cantităților** de material și **temperaturile inițiale** ale cantităților.

21. Să se calculeze temperaturile finale a următoarelor amestecuri, cu condiția $Q_{-p}=0$.

- a) 1 kg apă la 90 [°C] și 1 kg alcool izopropilic la 20 [°C];
- b) 1 kg apă la 90 [°C] și 2 kg alcool izopropilic la 20 [°C];
- c) 1 kg apă la 90 [°C] și 3 kg alcool izopropilic la 20 [°C];
- d) 1 kg apă la 90 [°C] și n kg alcool izopropilic la 20 [°C].

Soluția propusă:

Transport și transfer termic la amestecarea fluidelor, cu final regim staționar, cu cedare și primire de căldură sensibilă, (schimbare de energie internă). Ecuația generală este cea de bilanț termic:

$$m_c c_{pc} \Delta T_c = m_r c_{pr} \Delta T_r,$$

unde: $c_{pc} = c_{p \text{ apă}} = 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$; cu valoare sensibil constantă;

$c_{pr} = c_{p \text{ alcool izopropilic}}$. Această valoare variază puternic în intervalul 20–60 [°C]

$c_{p \text{ aliz } 20} = 0,63 \cdot 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$; $c_{p \text{ aliz } 50} = 0,75 \cdot 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$;

$c_{p \text{ aliz } 30} = 0,67 \cdot 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$; $c_{p \text{ aliz } 60} = 0,79 \cdot 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$;

$c_{p \text{ aliz } 40} = 0,71 \cdot 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$; $c_{p \text{ aliz mediu } 20-60} = 0,71 \cdot 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$;

Calculul cu valoarea medie a căldurii specifice conduce la valorile:

- a) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 1 \cdot 0,71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = 60,93 \text{ [°C]}.$
- b) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 2 \cdot 0,71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = 48,92 \text{ [°C]}.$
- c) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 3 \cdot 0,71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = 42,36 \text{ [°C]}.$
- d) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = n \cdot 0,71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), \quad T_x = \frac{90+20 \cdot 0,71 \cdot n}{(0,71 \cdot n + 1)} \text{ [°C]}.$

Comentariu:

- La amestecarea a două fluide având temperaturi diferite, contează **raportul cantităților** de material, **temperaturile inițiale** ale cantităților, dar și **capacitatea calorică** a fluidelor.
- Cum apa are căldura specifică cea mai mare dintre lichide, amestecurile cu alte lichide vor avea temperatura mai mare decât dacă în locul lor s-ar găsi apă.
- Răcirea cu apă a lichidelor este o metodă eficientă, cantitatea de apă fiind mai mică decât cantitatea de lichid răcit și reciproc, la încălzirea lichidelor cu apă este nevoie de cantități mai mici de apă caldă.

22. Să se calculeze temperaturile finale a următoarelor amestecuri, cu condiția $Q_{-p}=0$.

- 1kg vapori de apă saturați la 100 [°C] și 10 kg apă la 20 [°C];
- 1kg vapori de apă saturați la 100 [°C] și 4 kg apă la 20 [°C];
- 1kg vapori de apă saturați la 100 [°C] și câtă apă e necesară pentru a atinge temperatura de fierbere?
- 1kg gheață la 0 [°C] și 10 kg apă la 20 [°C].

Soluția propusă:

Transport și transfer termic la amestecarea fluidelor, cu final regim staționar, cu cedare de căldură latentă, (sau/și sensibilă) și primire de căldură sensibilă. Ecuația generală este cea de bilanț termic:

$$m_c \cdot r = m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r,$$

unde: $c_{pc} = c_{p\text{ apă}} = 4185 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$; cu valoare sensibil constantă;

$$r_{100}=2260 \text{ [kJ/kg]};$$

- $1 \cdot 2266 \cdot 10^3 = 10 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20);$ $T_x = 74,14 \text{ [°C]}.$
- $1 \cdot 2266 \cdot 10^3 + 1 \cdot 4185 \cdot (100 - T_x) = 10 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20);$ $T_x = 76,37 \text{ [°C]}.$

Comentariu:

- Dacă se consideră **numai căldura latentă** de condensare cedată de vapori se ajunge la valoarea 74,14 [°C], utilă într-un calcul aproximativ.
- Considerând **și căldura sensibilă** cedată de condensul provenit din vapori se ajunge la valoarea exactă, 76,37 [°C].

- $1 \cdot 2266 \cdot 10^3 = 4 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20);$ $T_x = 155,36 \text{ [°C]}.$

Comentariu:

- Din valoarea obținută, mai mare decât temperatura de fierbere a apei, rezultă că întreaga cantitate de apă supusă încălzirii se vaporizează.

- $1 \cdot 2266 \cdot 10^3 = m_a \cdot 4185 \cdot (100 - 20);$ $m_a = 6,75 \text{ [kg]}.$
Valoare necesară: $339,1 \cdot 10^3 \text{ [J/kg]},$ căldura latentă de topire a gheții.

- $10 \cdot 4185 \cdot (20 - T_x) = 339,1 \cdot 10^3;$ $T_x = 11,897 \text{ [°C]} \approx 12 \text{ [°C]}.$
- $10 \cdot 4185 \cdot (20 - T_x) = 339,1 \cdot 10^3 + 1 \cdot 4185 \cdot (T_x - 0);$ $T_x = 10,81 \text{ [°C]} \approx 11 \text{ [°C]}.$

Comentariu:

Se vede și aici diferența între calculul aproximativ și cel exact.

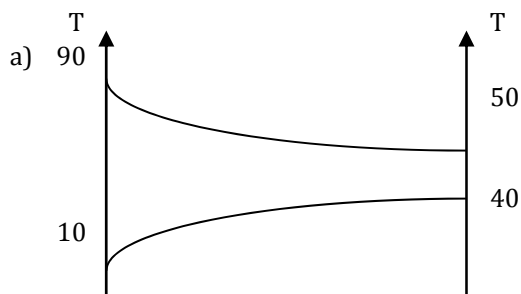
23. Să se calculeze și să se comenteze forța motrice la transferul termic pentru sistemele reprezentate de schemele de circulație desemnate alături.

Soluția propusă:

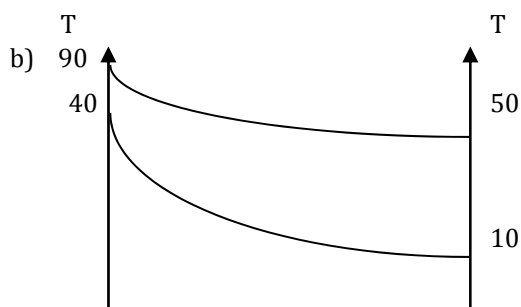
- Pentru **sisteme staționare** ecuațiile de calcul sunt:

$$1) \Delta T_{med} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} = \Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}};$$

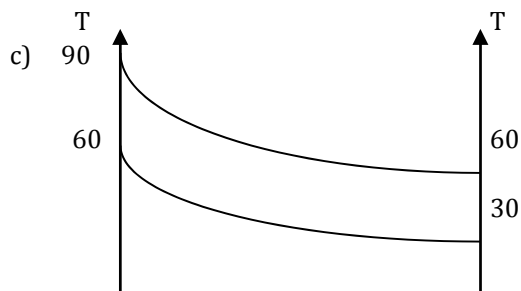
$$2) \Delta T_{util} = (T_{cald} - T_{rece}) = \Delta T_{util} = (T_M - T_m);$$



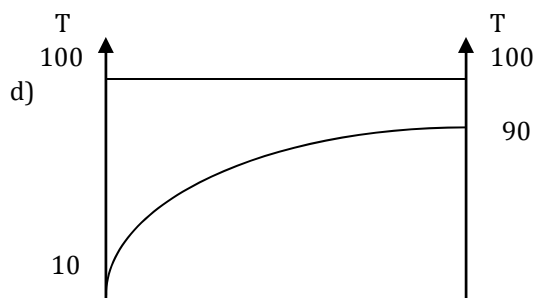
$$\Delta T_{ec} = \frac{80 - 10}{\ln \frac{80}{10}} = 33,66 [^{\circ}\text{C}].$$



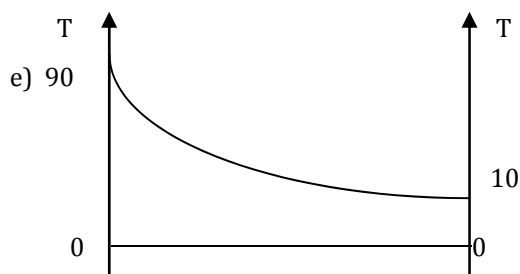
$$\Delta T_{cc} = \frac{50 - 40}{\ln \frac{50}{40}} = 44,8 [^{\circ}\text{C}].$$



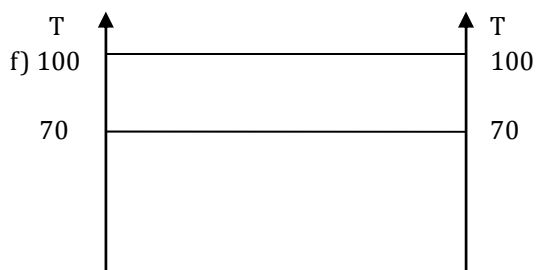
$$\Delta T_{util} = (90 - 60) = 30 [^{\circ}\text{C}].$$



$$\Delta T_{med} = \frac{90 - 10}{\ln \frac{90}{10}} = 36,4 [^{\circ}\text{C}].$$



$$\Delta T_{med} = \frac{90 - 10}{\ln \frac{90}{10}} = 36,4 [^{\circ}\text{C}].$$



$$\Delta T_{util} = (100 - 70) = 30 [^{\circ}\text{C}].$$

Comentariu:

Pentru valori identice sau comparabile, forța motrice medie logaritmică la transmiterea căldurii evoluează în sens descrescător în funcție de sensul de circulație al fluidelor astfel:

- contracurent 100%;
- un fluid la potențial constant 81%;
- echicurent 75%;
- potențiale constante 66,85%.
- Este evident că la aceeași valoare a coeficientului total de transfer termic și a ariei de transfer, cantitățile de căldură transmise sunt proporționale cu aceste procente, generate de specificul forței motrice și a circulației fluidelor.

24. Să se calculeze suprafața teoretică necesară unui schimbător de căldură în care se încălzește un debit de 10 [t/h] apă de la 20 [°C] la 80 [°C] utilizând ca agent termic:

a) abur saturat cu $T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$,

b) un fluid cald cu $T_i = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$ și $T_e = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$. În ambele cazuri se consideră $K = 488\text{ [W/m}^2\cdot^{\circ}\text{K]}$.

Soluția propusă:

Cantitatea de căldură sensibilă necesară încălzirii apei între limitele impuse se transferă prin suprafața A de la agentul cald la cel rece conform **relației generale de bilanț și transfer termic**:

$$Q_{ced} = Q_{transf} = Q_{primit} + Q_{pierderi}.$$

Căldura totală necesară, Q , este **căldură sensibilă**:

$$Q = m_a \cdot c_{pa} \cdot \Delta T_a;$$

$$Q = 10\,000 \cdot 4185 \cdot (80 - 20) = 2511 \cdot 10^6 \text{ [J/h]}.$$

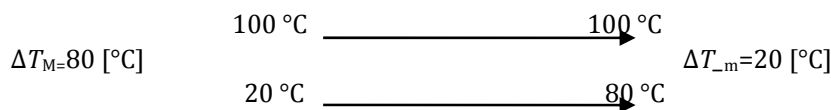
Suprafața de schimb termic, A , se determină din relația de transfer de căldură: $Q = K \cdot A \cdot \Delta T_m \cdot \tau$;

adică:
$$A = \frac{Q}{K \cdot \Delta T_m \cdot \tau}.$$

Forța motrice medie logaritmică, ΔT_{med} , se determină din relația sa de definiție:
$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}},$$

unde ΔT_M și ΔT_m sunt diferențele maxime și minime de temperatură la capetele schimbătorului.

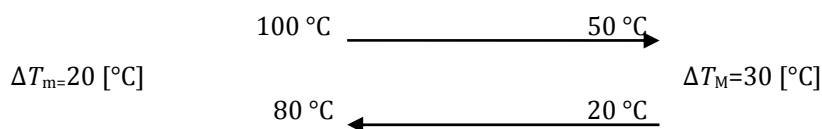
a) - **Diagrama termică** în acest caz este:



- **Forța motrice medie** este:
$$\Delta T_{med} = \frac{80 - 20}{\ln \frac{80}{20}} = 43,3 \text{ [°C]};$$

- **Suprafața necesară** este:
$$A = \frac{2\,511 \cdot 10^6}{488 \cdot 43,3 \cdot 3\,600} = 33 \text{ [m}^2\text{]}.$$

b) - **Diagrama termică** în acest caz este:



- **Forța motrice medie** este:
$$\Delta T_{med} = \frac{30 - 20}{\ln \frac{30}{20}} = 24,66 \text{ [°C]};$$

- **Suprafața necesară** este:
$$A = \frac{2\,511 \cdot 10^6}{488 \cdot 24,66 \cdot 3\,600} = 120,3 \text{ [m}^2\text{]}.$$

25. Să se determine timpul de încălzire a 5 [m³] de amestec de reacție cu proprietățile apei de la 20 la 70 [°C] aflat într-un reactor, dacă se utilizează vapori saturați la 100 [°C]? Căldura necesară reactorului se estimează la 20 [%] din căldura schimbată, $A = 12$ [m²], $K = 500$ [W/m²·°K].

Soluția propusă:

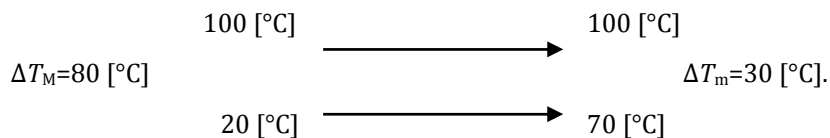
Căldura necesară pentru încălzire este **căldură sensibilă**:

$$Q_{primită} = 1,2 \cdot m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r \quad Q_{primită} = 1,2 \cdot 5 \cdot 10^3 \cdot 4185 \cdot (70 - 20) = 125,55 \cdot 10^7 \text{ [J]}.$$

- Căldura cedată de agentul cald este considerată **numai căldură latentă**:

$$Q_{cedată} = Q_{primită}.$$

- Diagrama termică indică un regim **pseudostaționar**, unul dintre fluxuri având temperatura constantă:



$$\Delta T_{med} = (\Delta T_M - \Delta T_m) / \ln(\Delta T_M / \Delta T_m); \quad \Delta T_{med} = (80 - 30) / \ln(80/30) = 50,977 \approx 51 \text{ [°C]}.$$

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} \cdot \tau \quad \tau = \frac{125,55 \cdot 10^7}{500 \cdot 12 \cdot 51} = 4103 \text{ [s]} = 68 \text{ [min]} = 1 \text{ [h]} \text{ și } 8 \text{ [min]}.$$

$$m_c \cdot r_{100} = 1,2 \cdot m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r; \quad r_{100} = 2260 \text{ [kJ/kg]}.$$

$$m_c = \frac{Q_{primită}}{r_{100}}; \quad m_c = \frac{125,55 \cdot 10^7}{2\,260 \cdot 10^3} = 555,53 \text{ [kg]}.$$

26. Într-un bioreactor cilindric cu diametrul $D = 1$ [m], fermentează complet și uniform timp de 48 de ore o șarjă de $1 \text{ [m}^3\text{]}$ amestec ce degajă 10^9 [kJ]. Știind că temperatura amestecului trebuie ținută la 18 [°C], să se estimeze debitul de apă de răcire cu caracteristicile: $T_i = 12$ [°C] și $T_e = 16$ [°C], $K = 800$ [W/m²·°K] necesare procesului.

Soluția propusă:

Din **bilanțul termic** și **datele de transfer** se determină parametri solicitați.

$$Q_{ced} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$$

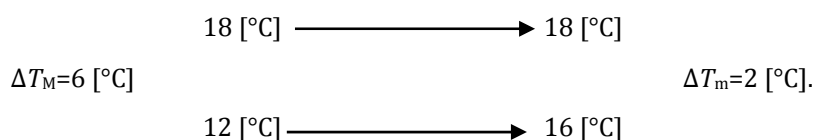
$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H_l; \quad H_l = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}; \quad H_l = \frac{4 \cdot 1}{\pi \cdot 1^2} = 1,274 \text{ [m];}$$

Aria de transfer, considerând mantaua vasului la nivelul lichidului, este;

$$A = \pi \cdot D \cdot \left(\frac{D}{4} + H_l \right); \quad A = \pi \cdot 1 \cdot \left(\frac{1}{4} + 1,274 \right) = 4,785 \text{ [m}^2\text{]}.$$

Forța motrice la transferul termic este:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}; \quad \Delta T_{med} = \frac{6 - 2}{\ln \frac{6}{2}} = 3,64 \text{ [°C]}.$$



Cantitatea de apă de răcire primește căldură sensibilă. Se poate estima o pierdere de căldură, dar pentru un calcul acoperitor se va considera $Q_{pierderi} = 0$.

$$m_{apa \text{ racire}} = \frac{Q}{c_{p \text{ apa}} \cdot \Delta T_{apa}}; \quad m_{apa \text{ racire}} = \frac{10^9}{4185 \cdot (16 - 12)} = 59,74 \cdot 10^3 \approx 60 \cdot 10^3 \text{ [kg]},$$

sau un debit de $60 \cdot 10^3 : 48 = 1250$ [kg/h], 20,83 [kg/min] sau 0,347 [kg/s].

27. Câtă căldură poate prelua un debit de apă de răcire care se încălzește de la 15 la 25 [°C] printr-o suprafață de 7 [m²] care are $K = 500$ [W/m² · °K] pentru a menține temperatura celui alt fluid constantă la 34 [°C]?

Soluția propusă:

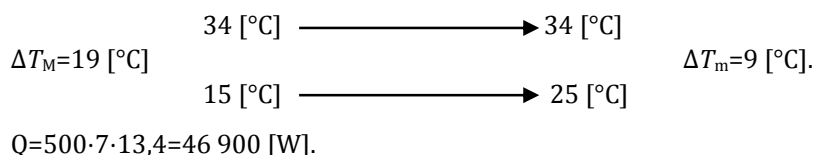
Căldura se determină din bilanțul termic și datele de transfer:

Căldura ajunsă la apă **este cea transferată** prin perete:

$$Q_{cedat} = Q_{primit} = Q_{transferat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med};$$

Forța motrice la transferul termic este:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}; \quad \Delta T_{med} = \frac{19 - 9}{\ln \frac{19}{9}} = 13,4 \text{ [°C]}.$$



$$Q = 500 \cdot 7 \cdot 13,4 = 46\,900 \text{ [W]}.$$

Comentariu:

Se poate determina debitul necesar de apă de răcire:

$$M = \frac{46\,900}{4185 \cdot (25 - 15)} = 1,12 \text{ [kg/s]}.$$

28. Să se calculeze timpul de încălzire și cantitatea de abur necesară pentru sterilizarea substratului de fermentație a unui bioreactor cu capacitatea utilă de 6 [m³], suprafața de transfer termic de 16 [m²], $K = 1000$ [W/m² · °K], greutatea reactorului este de 3 [t], temperatura de sterilizare este de 120 [°C], aburul de încălzire are 4 [ata] și pierderile termice sunt de 5 [%].

Soluția propusă:

Din relația combinată de bilanț și transfer se determină timpul:

$$Q_{\text{cedat}} = Q_{\text{transferat}} = Q_{\text{primit}} + Q_{\text{pierderi}}$$

Căldura **cedată de abur** este **căldură latentă**:

$$Q_{\text{cedat}} = m_{\text{abur}} \cdot r_{\text{abur 4 ata}}$$

- Căldura **transferată** este:

$$Q_{\text{transferat}} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{med}} \cdot \tau;$$

$$\Delta T_{\text{med}} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}; \quad \Delta T_{\text{med}} = \frac{122,9 - 22,9}{\ln \frac{122,9}{22,9}} = 59,5 [^{\circ}\text{C}].$$

$$\begin{array}{ccc} 142,9 [^{\circ}\text{C}] & \longrightarrow & 142,9 [^{\circ}\text{C}] \\ T_M = 122,9 [^{\circ}\text{C}] & & \Delta T_m = 22,9 [^{\circ}\text{C}] \\ 20 [^{\circ}\text{C}] & \longrightarrow & 120 [^{\circ}\text{C}] \end{array}$$

- Căldura **primită** de ansamblul substrat+reactor este **căldură sensibilă**:

$$\begin{aligned} Q_{\text{primit}} &= Q_{\text{reactor}} + Q_{\text{substrat}}; & Q_{\text{primit}} &= m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r + m_s \cdot c_{ps} \cdot \Delta T_s \\ Q_{\text{primit}} &= 3000 \cdot 500 \cdot (120 - 20) + 6000 \cdot 4185 \cdot (120 - 20) = (15 + 251,1) \cdot 10^7 [\text{J}]; \\ Q_{\text{primit}} &= 266,1 \cdot 10^7 [\text{J}]. \end{aligned}$$

Timpul de încălzire este:

$$\tau = \frac{1,05 \cdot 266,1 \cdot 10^7}{1000 \cdot 16 \cdot 59,5} = 2935 [\text{s}] = 59 [\text{min}].$$

Cantitatea de abur necesară este:

$$m_{\text{abur}} = \frac{1,05 \cdot 266,1 \cdot 10^7}{2141 \cdot 10^3} = 1305 [\text{kg}].$$

Comentariu:

Aburul de 4 [ata] are caracteristicile: $T = 142,9 [^{\circ}\text{C}]$, $r = 2141 [\text{kJ/kg}]$.

29. Se concentrează într-un vas deschis o soluție de la 20 [°C], 0,8 [%] concentrație și $T_{\text{fierb}} = 101 [^{\circ}\text{C}]$ până la 40 [%] și $T_{\text{fierb}} = 125 [^{\circ}\text{C}]$ utilizând abur saturat de 3 [ata] cu umiditatea de 5 [%] și 1 [%] gaze necondensabile. Știind că soluția inițială are 1,3 [t], cazanul are 800 [kg] și este din oțel inoxidabil, iar pierderile termice sunt de 20 [%], să se determine cantitatea de abur necesară.

Soluția propusă:

Cantitatea de abur se determină din bilanțul termic:

$$Q_{\text{cedat}} = Q_{\text{primit}} + Q_{\text{pierderi}}$$

Căldura **cedată** este **căldură latentă**:

$$Q_{\text{cedat}} = m_{\text{abur}} \cdot r_{\text{abur 3 ata}}$$

Căldura primită de sistem este căldura necesară încălzirii soluției și cazanului până la punctul de fierbere, **căldură sensibilă**, plus cea necesară vaporizării apei pentru a atinge concentrația impusă, **căldură latentă**, plus cea necesară acoperirii **pierderilor**:

$$Q_{primit} = Q_{inc\ sol} + Q_{inc\ cazan} + Q_{vap} + Q_{pierderi}$$

$$Q_{primit} = m_s \cdot c_p s \cdot \Delta T_s + m \cdot c_{cp\ o\text{țel}} \cdot \Delta T_{o\text{țel}} + m_v \cdot r_{v\text{ata}} + Q_{pierderi}$$

$$Q_{primit} = 1300 \cdot 4185 \cdot (101 - 20) + 800 \cdot 500 \cdot (101 - 20) + 1274 \cdot 2260 \cdot 10^3 + Q_{pierderi}$$

$$Q_{primit} = 1,2 \cdot (440,7 \cdot 106 + 32,4 \cdot 106 + 2879,25 \cdot 10^6) = 4022,82 \cdot 10^6 \text{ [J]}$$

$$m_{abur} = \frac{4022,82 \cdot 10^6}{0,95 \cdot 0,99 \cdot 2171 \cdot 10^3} = 1970 \text{ [kg]}.$$

Comentariu:

S-a considerat căldura specifică a soluției diluate egală cu a apei. Calculată mai exact valoarea este apropiată:

$$c_d = 4185 \cdot (1 - x); c_d = 4185 \cdot (1 - 0,008) = 4151,5 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]};$$

Cantitatea de apă vaporizată se determină cu relația:

$$m_v = m_s \cdot \left[1 - \left(\frac{x_d}{x_c}\right)\right]; m_v = 1300 \cdot \left[1 - \left(\frac{0,008}{0,40}\right)\right] = 1274 \text{ [kg]}.$$

30. Să se calculeze suprafața schimbătorului de căldură ce răcește gazele, (aerul), cu un debit de 3600 [Nm³/h] de la 150 [°C] utilizând în contracurent apă de răcire între 10 și 60 [°C], pierderile de căldură fiind de 10 [%] din căldura schimbată.

Soluția propusă:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$$

$$Q_{cedat} = m \cdot c_p \cdot \Delta T; Q_{cedat} = 2000 \cdot 1,293 \cdot (29/28,9) \cdot 10^3 \cdot (150 - 50) \approx 2,6 \cdot 10^8 \text{ [W/h]};$$

$$Q_{pierderi} = 0,1 \cdot 2,6 \cdot 10^8 = 0,26 \cdot 10^8 \text{ [W/h]};$$

$$Q_{transferat} = Q_{primit} = Q_{cedat} - Q_{pierderi}$$

$$Q_{transferat} = 2,6 \cdot 10^8 - 0,26 \cdot 10^8 = 2,34 \cdot 10^8 \text{ [W/h]};$$

Diagrama termică:

150 [°C]	50 [°C]
60 [°C]	10 [°C]

$$\Delta T_{med} = (\Delta T_M - \Delta T_m) / \ln(\Delta T_M / \Delta T_m);$$

$$\Delta T_{med} = (90 - 40) / \ln(90/40) = 61,65 \text{ [°C]}$$

Din diagram pentru determinarea lui K: $K = 50 \text{ [W/m}^2 \cdot \text{°K]};$

$$Q_{transferat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} \quad A = Q_{transferat} / K \cdot \Delta T_{med}$$

$$A = 2,34 \cdot 10^8 / 3600 \cdot 50 \cdot 61,65 = 21 \text{ [m}^2\text{]}.$$

31. Într-un vas încălzit electric și termostatat se găsește o cantitate de 5 [l] apă la 80 [°C]. În apă se introduc 1,5 [kg] creamwurst, ($c_p = 1100 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]}$), cu temperatura de 4 [°C]. În câte minute vor fi fierți creamwurt-ii dacă rata de creștere a temperaturii este de 5 [°C/min] și timpul optim de fierbere la 80 [°C] este de 5 minute?

Soluția propusă:

Se face bilanțul termic pe aparat: $Q_{cedat} = Q_{primit};$

$$m_a \cdot c_{pa} \cdot \Delta T_a = m_c \cdot c_{pc} \cdot \Delta T_c;$$

$$5 \cdot 4185 \cdot (80 - T_x) = 1,5 \cdot 1100 \cdot (T_x - 4); \quad T_x = 74,44 \text{ [°C]} \approx 74,5 \text{ [°C]}.$$

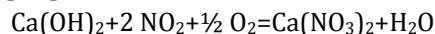
$$(80 - 74,5) = 5,5 \text{ [°C]};$$

- Timpul de revenire la 80 [°C] este de 1 [min] și 6 [s].

- Timpul total este: 5 [min] + 1 [min] și 6 [s] = 6 [min] și 6 [s].

32. Într-un turn de spălare se purifică $3600 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$ gaze cu 3 [%] NO_2 prin spălare cu suspensie de var stins, Ca(OH)_2 , având concentrația de 5 [%] solid, cu debit de 1,2 ori mai mare decât cel teoretic. $\text{Ca} = 40 \text{ [g/atom gram]}$; $\text{H} = 1 \text{ [g/atom gram]}$; $\text{O} = 16 \text{ [g/atom gram]}$; $\text{N} = 14 \text{ [g/atom gram]}$;

Soluția propusă:



$\text{Ca(OH)}_2 = 74 \text{ [kg/kmol]}$; $\text{NO}_2 = 46 \text{ [kg/kmol]}$, $22,4 \text{ [Nm}^3/\text{kmol}]$; $\text{H}_2\text{O} = 18 \text{ [kg/kmol]}$;

$\text{Ca(NO}_3)_2 = 164 \text{ [kg/kmol]}$; Cantitatea orară de NO_2 : $3600 \cdot 3 / 100 = 108 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$;

Cantitatea stoichiometrică, (teoretică), orară necesară de Ca(OH)_2 : $74 \cdot 108 / 2 \cdot 22,4 = 16,875 \approx 17 \text{ [kg]}$;

Cantitatea practică orară de Ca(OH)_2 utilizată: $17 \cdot 1,2 = 20,4 \text{ [kg]}$;

Cantitatea zilnică necesară de Ca(OH)_2 : $20,4 \cdot 24 = 489,6 \text{ [kg/zi]}$;

Cantitatea de suspensie 5 [%] necesară zilnic. 9792 [kg/zi] .

33. Pentru determinarea capacității de schimb ionic a unui material s-a imersat sub agitare 100 [g] de material în 500 [ml] de soluție $\text{CaCl}_{20,1}\text{N}$. După stabilirea echilibrului, concentrația soluției s-a stabilit a fi 0,02 N. Care este capacitatea de schimb ionic a materialului.

Soluția propusă:

Capacitatea de schimb ionic este dată de relația $\text{[mech. g/g]}, \text{[mval/g]}$.

Masele atomice: $\text{Ca} = 40$; $\text{Cl} = 35,5$; Masa molară = $111,0 \text{ [g/mol]}$; Ech. g = $55,5 \text{ [val/g]}$;

Cantitatea schimbată de Ca: $(0,1 - 0,02) \cdot 0,5 = 0,08 \cdot 0,5 = 0,4 \text{ [ech. g]}$, sau [val] .

Capacitatea de schimb ionic: $0,4 : 100 = 0,004 \text{ [ech. g/g]} = 4 \text{ [mech.g/g]}, \text{[mval/g]}$.

34. O coloană cu schimbători de ioni R^+X^- cu caracteristicile: $\rho_{\text{vrac}} = 1100 \text{ [Kg/m}^3]$ și capacitatea de schimb $2,5 \text{ [mval/g]}$ și cu dimensiunile părții active $H = 2 \text{ [m]}$ și $D = 1 \text{ [m]}$, reține ionii cian, CN^- , dintr-un flux de $1 \text{ [m}^3/\text{h}]$ ape uzate cu concentrația $0,2 \text{ [g/l]}$. Să se determine timpul de epuizare a coloanei dacă se utilizează pentru siguranță numai 85 [%] din capacitatea coloanei.

Soluția propusă:

Timpul de epuizare depinde de capacitatea totală de reținere ionică a coloanei și de cantitatea de cianuri vehiculată.

Limita maximă admisă a ionilor CN^- în apele reziduale este de: $0,1 \text{ [mg/dm}^3]$;

Cantitatea ce trebuie reținută este: $0,2 - 0,0001 = 0,1999 \approx 0,2 \text{ [g/l]}$, adică 200 [mg/l] ;

Cantitatea reținută orar: $0,2 \cdot 1000 = 200 \text{ [g]}$;

Masa atomică: $\text{C} = 12$, $\text{N} = 14$, $\text{CN}^- = 26 \text{ [ion g/ion]} = 26 \text{ [ech. g]}, \text{[val]}$;

Cantitatea echivalentă reținută orar, (c.e.r.o.): $\frac{200}{26} = 7,692 \text{ [ech. g]}$;

Volumul de schimbător de ioni: $V = (\pi \cdot D^2 \cdot H / 4) = (3,14 \cdot 1^2 \cdot 2 / 4) = 1,57 \text{ [m}^3]$;

Masa de schimbător de ioni: $M = V \cdot \rho_{\text{vrac}} = 1,57 \cdot 1100 = 1356 \text{ [kg]}$;

Masa de schimbător efectiv utilizată: $M_{\text{ef}} = M \cdot \varphi = 1356 \cdot 0,85 = 1153 \text{ [kg]}$;

Cantitatea de CN^- posibil a fi reținută: $M_{\text{CN}} = M_{\text{ef}} \cdot \text{cap. sch.}$; $M_{\text{CN}} = 1153 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3} = 2882,5 \cdot 10^{-3} \text{ [mech. g]}$;

Timpul de epuizare: $\tau = M_{\text{CN}} / (\text{c.e.r.o.})$; $\tau = 2882,5 \cdot 10^{-3} / 7,692 = 374 \text{ ore și 50 minute}$, adică: 15 zile, 14 ore și 24 minute.

35. O coloană cu granule de cărbune activ cu caracteristicile: $H = 2 \text{ [m]}$ și $D = 1 \text{ [m]}$, reține vapori de benzen dintr-un flux de $500 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$ aer uzat $100 \text{ [mg/Nm}^3]$. Să se determine timpul de epuizare a coloanei dacă se utilizează pentru siguranță numai 90 [%] din capacitatea coloanei.

Soluția propusă:

Timpul de epuizare depinde de capacitatea totală de adsorbție a coloanei și de cantitatea de benzen vehiculată.

Limita maximă admisă a benzenului în aer este de: $0,1 \text{ [ppm]}$;

Cantitatea ce trebuie reținută este: $100 - 0,1 = 99,9 \approx 100 \text{ [mg/Nm}^3]$;

Cantitatea reținută orar, (c.r.o.): $100 \cdot 500 = 50\,000 \text{ [mg]} = 50 \text{ [g]}$;

Volumul de adsorbant: $V = (\pi \cdot D^2 \cdot \frac{H}{4})$; $V = (3,14 \cdot 1^2 \cdot \frac{2}{4}) = 1,57 \text{ [m}^3]$;

Masa de adsorbant: $M = V \cdot \rho_{\text{vrac}} = 1,57 \cdot 900 = 1413 \text{ [kg]}$;

Masa de schimbător efectiv utilizată: $M_{\text{ef}} = M \cdot \varphi$; $M_{\text{ef}} = 1413 \cdot 0,90 = 1271,7 \approx 1272 \text{ [kg]}$;

Cantitatea de benzen posibil a fi reținută: $M_{\text{Bz}} = M_{\text{ef}} \cdot \text{cap. ads.}$; $M_{\text{Bz}} = 1272 \cdot 0,19 = 241,7 \text{ [kg]}$;

Timpul de epuizare: $\tau = M_{\text{Bz}} / (\text{c. r. o.}) = 241,7 / 0,05 = 4833 \text{ ore și 36 minute}$, adică: 201 zile, 9 ore și 36 minute.

Probleme propuse spre rezolvare

1. Să se determine regimul de curgere a aerului la 50 [°C] și 800 [mm Hg] printr-un canal cu secțiune dreptunghiulară cu dimensiunile: $L=300$ [mm], $l=150$ [mm] cu un debit de 3600 [Nm³/h].
2. Un manometru în formă de U cu mercur este atașat la o conductă orizontală. Care este diferența de presiune dintre punctele de atașare dacă denivelarea manometrică este de 20 mm iar prin conductă circulă:
 - a) apă la 20 [°C];
 - b) aer la 20 [°C] și presiune atmosferică?
3. La ce înălțime se va ridica apa în țeava verticală a unui condensator barometric dacă manometrul indică un vid de 0,3 [at] și presiunea atmosferică este de 710 [mm Hg]? Să se calculeze presiunea absolută din aparat exprimată în [Pa], [mm Hg], [at], [ata] și [bar].
4. Să se determine regimul de curgere a apei la 20 [°C] în spațiul dintre țevile unui schimbător de căldură tip „țeavă în țeavă” și a motorinei care curge prin țeava schimbătorului, cunoscând dimensiunea țevelor: $\emptyset = 56 \times 2$ [mm] și $\emptyset = 34 \times 3$ [mm], densitatea și viscozitatea motorinei, $\rho_{\text{motorină}} = 850$ [Kg/m³], $\eta_{\text{motorină}} = 5,3 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s], precum și faptul că debitele fluidelor sunt egale: $Q_M = 0,25$ [kg/s].
5. Un ventilator trimite aer atmosferic la 20 [°C] printr-o conductă cu diametrul $\emptyset = 205 \times 2,5$ [mm] și lungimea de 75 [m] într-o coloană cu umplutură cu diametrul $D = 1$ [m] și $H = 2,5$ [m]. Să se calculeze puterea necesară ventilatorului dacă umplutura are volumul liber $\varepsilon = 0,65$ [m³/m³], suprafața specifică $\sigma = 625$ [m²/m³], debitul de aer este de 10 000 [Nm³/h] iar pierderea de presiune proprie ventilatorului este de $\Delta p_{\text{ventilator}} = 0,6$ [m coloană de apă].
6. Dintr-un vas cu nivel constant curge apă la 20 [°C] printr-o conductă orizontală cu diametrul $\emptyset = 21 \times 2$ [mm]. Pe conducta orizontală, la distanța de 1 [m] între ele sunt plasate două tuburi piezometrice, în care apa se ridică la $h_1 = 180$ [mm] respectiv $h_2 = 175$ [mm]. Știind că la capătul conductei se colectează 3 [l] apă în decurs de 30 [s], să se determine coeficientul de frecare în conductă. Să se compare valoarea calculată din aceste date experimentale cu cel rezultat din date teoretice.
7. Printr-o conductă orizontală cu diametrul de $\emptyset = 46 \times 3$ [mm] și lungimea de 100 [mm] trece un debit de aer de 220 [kg/h] la temperatura de 60 [°C]. Știind că presiunea la ieșirea din conductă este de 670 [mm Hg], să se calculeze pierderea de presiune din conductă.
8. Să se determine vitezele critice ale apei, aerului și uleiului mineral care circulă prin țevi cu diametrul $\emptyset = 51 \times 2,5$ [mm] la 40 [°C], $\rho_{\text{ulei}} = 950$ [Kg/m³], $\eta_{\text{ulei}} = 42 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].
9. Dintr-un vas cu nivel constant de 0,5 [m] curge apă la 20 [°C] printr-o conductă orizontală cu diametrul $\emptyset = 21 \times 2$ [mm]. Pe conducta orizontală, la distanța de 100 [m] de vas este plasat un tub piezometric, în care apa se ridică la $h_1 = 250$ [mm]. Știind că la capătul conductei se colectează 5 [l] apă în decurs de 60 [s], să se determine coeficientul de frecare în conductă.

- 10.** Care este diametrul critic al particulelor de argilă care sedimentează în apă la 30 [°C] la limita regimului laminar?
- 11.** Care este viteza de sedimentare a cenușii de zgură cu dimensiunea de 15 [μm] ce sedimentează în aer la 500 [°C]?
- 12.** Să se găsească relația criterială pentru sedimentarea particulelor solide într-un mediu fluid.
- 13.** Să se compare în aceleași condiții vitezele de sedimentare a particulelor de șist cu diametrul echivalent de 3 [mm] dar având forme diferite: sferă, rotunjită, colțuroasă, alungită, lamelară.
- 14.** Să se determine viteza de transport a particulelor de gips cristalizat cu diametrul 3 [mm] de către aer cu temperatura de 150 [°C], dacă se consideră viteza de transport = 1,3 × viteza de antrenare a particulei.
- 15.** Într-un bazin decantor discontinuu cu dimensiunile 3 [m]×3 [m]×1,2 [m] cu un coeficient de umplere de 80 [%] și concentrația de 5 [%] se prelucrează o suspensie apoasă de argilă. Să se determine productivitatea zilnică a aparatului, [kg/zi], dacă dimensiunea particulelor reținute este de 10 [μm] pe timp de vară, temperatura medie fiind de 25 [°C] și pe timp de iarnă când temperatura medie este de 5 [°C].
- 16.** Să se determine diametrul decantorului circular continuu care tratează 1000 [m³/h] suspensie apoasă de argilă dacă dimensiunea impusă particulelor este de 15 [μm], la temperatura apei de 25 [°C].
- 17.** Să se determine dimensiunile particulelor de argilă și cuarț care se depun într-un canal cu lungimea de $L = 100$ [m], lățimea de $l = 3$ [m] și adâncimea apei la 15 [°C] de 300 [mm] la debitele de: 100 [m³/h], 500 [m³/h], 1000 [m³/h] și 5000 [m³/h].
- 18.** Să se determine diametrul decantorului pentru separarea suspensiei de gips cristalizat cu debitul de 80 [t/h] și concentrația inițială de 5 [%] $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, diametrul particulei reținute fiind de 40 [μm], temperatura amestecului este de 22 [°C] și umiditatea nămolului, (șlamului) este de 70 [%].
- 19.** Care este diametrul particulelor de caolin care scapă dintr-un decantor circular cu diametrul de 50 [m] în care se tratează apă potabilă cu un debit de 1000 [m³/h]? Dar dacă debitul este de 5 ori mai mare? Cum se modifică diametrele particulelor pentru operarea pe timp de vară, 20 [°C] și de iarnă, 5 [°C]?
- 20.** Să se afle raportul diametrelor particulelor de galenă, (PbS) și de cuarț care sedimentează cu aceeași viteză în apă la 20 [°C] și în aer la 20 [°C], considerând regimul laminar de sedimentare.
- 21.** Care este diametrul critic al particulelor de argilă care sedimentează în apă și în aer la 20 [°C] în regim laminar?
- 22.** Care este viteza de sedimentare a cenușii de zgură cu diametrul de 20 [μm], ce sedimentează în apă la 20 [°C] și în aer la 500 [°C] ?
- 23.** Să se demonstreze identitatea relațiilor de calcul pentru decantoarele continue:

$$S_{sed} = G_i \left[1 - \left(\frac{c_i}{c_f} \right) \right] / \rho \cdot w_{sed} \text{ și } S_{sed} = V_0 \left[\frac{x_f - x_i}{x_f \cdot w_{sed}} \right],$$

unde: G_i este debitul masic inițial, [kg/s];

c_i și c_f sunt concentrațiile inițiale și finale ale suspensiei, [kg/kg];

ρ este densitatea lichidului, [Kg/m³];

V_0 este debitul volumic de lichid în suspensia inițială, [m³/s];

x_i și x_f sunt concentrațiile inițiale și finale ale suspensiei și nămolului, [kg/kg].

- 24.** Să se determine diametrul maxim al particulelor de caolin care sedimentează în apă și aer în regim intermediar la 20 [°C].

- 25.** Să se determine dimensiunile particulelor de argilă și cuarț care pot fi antrenate la 10 [°C] de un curent de apă având viteza de: 0,001 [m/s]; 0,01 [m/s]; 0,1 [m/s]; 0,1 [m/s]; 0,2 [m/s]; 0,3 [m/s]; 0,5 [m/s] și 1 [m/s].
- 26.** Să se determine viteza de sedimentare în apă la 15 [°C] a particulelor provenite de la exploatarea aurului cu diametrul de 1,1 [mm]. Compoziția acestora: pirită, (formă cubică), micașist, (formă lamelară), granit, (formă globulară), cuarț, (formă aciculară).
- 27.** Ce diametru echivalent au particulele provenite de la exploatarea aurului dacă sedimentează cu aceeași viteză de 0,1 [m/s]? Compoziția acestora: pirită, (formă cubică), micașist, (formă lamelară); granit, (formă globulară); cuarț, (formă aciculară).
- 28.** Să se determine timpul de limpezire a apei dintr-o fântână având apa cu adâncimea de 3 [m]. Temperatura apei este de 10 [°C], particulele de argilă sunt vizibile începând cu 5 [μm].
- 29.** Să se determine lungimea decantorului longitudinal din care particula maximă de caolin care scapă are diametrul de 10 [μm]. Debitul de suspensie este de 100 [m³/h], temperatura apei este de 15 [°C], lățimea decantorului este de 6 [m], iar stratul de „limpede” măsoară 50 [mm].
- 30.** Să se determine diametrul particulei de calcar care scapă dintr-un decantor longitudinal cu dimensiunile: $L = 15$ [m], $l = 5$ [m], $h = 70$ [m], temperatura suspensiei este de 20 [°C], iar debitul prelucrat este de 50 [m³/h].
- 31.** Să se determine diametrul particulelor de cărbune care sunt clasate într-un separator hidraulic longitudinal. Acesta are patru camere de câte 1 [m] lungime și ultima cameră are 5 [m] lungime, lățimea sa este de 8 [m], temperatura de lucru este de 15 [°C], iar debitul de suspensie este de 500 [m³/h].
- 32.** Să se determine debitul maxim acceptat pentru un decantor longitudinal care separă nisipul cu diametrul de 10 [μm] de apa la 10 [°C]. Decantorul are dimensiunile: $L = 10$ [m], $l = 3$ [m], $h = 50$ [m], iar viteza de sedimentare reală este jumătate din viteza de sedimentare teoretică.
- 33.** Să se determine debitul suspensiei de fosforit ce poate fi tratată într-un decantor conic cu raza de 10 [m] utilizat în mod obișnuit pentru separarea particulelor de pirită din apă la un debit de 100 [m³/h]. Să se evalueze situația prin calcul.
- 34.** Să se determine timpul de decantare „completă” a unei suspensii apoase cu o concentrație de 3,5 [%] de nămol cu $\rho_{\text{solid}} = 2000$ [Kg/m³] într-un recipient cilindric cu dimensiunile $\emptyset \times H = 5 \times 1$ [m], cu un coeficient de umplere de 80 [%]. Care este grosimea stratului de solid depus?
- 35.** Un debit de 120 [m³/h] apă la 15 [°C] ce conține impurități solide, $\rho_{\text{solid}} = 1200$ [Kg/m³], trece printr-un decantor longitudinal: $L = 6$ [m], $l = 4$ [m], $h_{\text{limpede}} = 50$ [mm], apoi printr-un filtru cu nisip. Să se determine:
- a) diametrul particulelor care scapă din decantor;
 - b) în cât timp se adună pe stratul de nisip un strat de precipitat de 40 [mm] grosime dacă filtrul are aceleași dimensiuni cu decantorul iar concentrația particulelor la intrarea în filtru este de 0,3 [%].
- 36.** Un debit de 3600 [m³/h] apă cu un conținut de particule de argilă trece printr-un decantor cu lungimea $L = 6$ [m], lățimea de 2 [m] și grosimea lamei de lichid „limpede” de $h = 50$ [mm]. Să se determine diametrul particulei care scapă din decantor.
- 37.** Un debit de 3600 [m³/h] apă cu un conținut de particule de argilă trece printr-un decantor cu diametrul de 12 [m]. Să se determine diametrul particulei care scapă din decantor.
- 38.** Să se determine diametrul particulelor de praf de ciment reținute într-o cameră de sedimentare cu dimensiunile 3 [m] \times 3 [m] \times 12 [m] \times 0,2 [m] în care se tratează 5000 [Nm³/h] gaze, aer, la 500 [°C].

39. Ce înălțime trebuie să aibă stratul de gaz între polițele unei camere de desprăfuire, $L = 4,1$ [m], $l = 2,8$ [m], $H = 4,2$ [m], pentru a reține particule de pirită cu diametrul de 10 [μm] dintr-un debit de gaz de $0,6$ [Nm^3/s] și temperatura 425 [$^{\circ}\text{C}$].

40. Care este debitul maxim de gaze cu temperatura de 600 [$^{\circ}\text{C}$] ce poate fi prelucrat de o cameră de desprăfuire pentru cenușa de termocentrală dacă dimensiunile camerei sunt: $L = 4$ [m], $l = 2,8$ [m], $H = 3$ [m] și distanța dintre polițe este de 250 [mm], dimensiunea maximă a particulei care scapă din cameră fiind de 10 [μm].

41. Să se determine dimensiunile unei camere de desprăfuire pentru cenușa de termocentrală cu raportul $H/L = 0,2$ și $H/l = 1$ și randamentul separării, dacă debitul de gaze este de 1 [Nm^3/s], temperatura de lucru este de 250 [$^{\circ}\text{C}$] și concentrația de praf la intrare este de 1800 [mg/m^3]. (Limita legal admisă la ieșire este de 100 [mg/m^3], iar diametrul maxim admis este de 5 [μm].

42. Să se determine distanța dintre polițele unei camere de desprăfuire dacă aceasta este alimentată cu un debit de 5600 [Nm^3/h] gaze cu cenușă de pirită. Temperatura gazelor este de 900 [$^{\circ}\text{C}$], diametrul maxim al particulelor care scapă din cameră este de 20 [μm], dimensiunea camerei este $L = 10$ [m], $l = 5$ [m], $H = 2$ [m].

43. O cameră de sedimentare cu dimensiunile $L = 8$ [m], $l = 4$ [m], $H = 3$ [m] și $h = 200$ [mm] este alimentată cu un debit de $14\,500$ [Nm^3/h] gaze, (aer), cu praf, $\rho_{\text{solid}} = 1800$ [Kg/m^3], având temperatura de 550 [$^{\circ}\text{C}$]. Să se calculeze diametrul particulelor care scapă din camera de sedimentare.

44. Într-un decantor conic se tratează o suspensie de apă uzată la 20 [$^{\circ}\text{C}$]. Considerând $\rho_l = 1000$ [Kg/m^3], $\rho_{\text{solid}} = 1500$ [Kg/m^3], $\eta_l = 2 \cdot 10^{-3}$ [$\text{Pa} \cdot \text{s}$] și cunoscând diametrul decantorului, $D = 20$ [m], să se calculeze:

- debitul de suspensie pentru ca diametrul particulelor care scapă din decantor să fie de 30 [μm].
- regimul de curgere a apei din canalul de evacuare cu secțiunea dreptunghiulară și cu lățimea de $2,5$ [m] la un debit de 360 [m^3/h] și viteza de $0,3$ [m/s].

45. Printr-un canal cu lățimea de 1 [m] se alimentează cu un debit de 180 [m^3/h] și viteza de $0,25$ [m/s] o suspensie de apă uzată un decantor longitudinal. Considerând proprietățile suspensiei identice cu ale apei și $\rho_{\text{solid}} = 2000$ [Kg/m^3], să se calculeze:

- regimul de curgere a apei în canal;
- lungimea decantorului, dacă acesta are lățimea de 5 [m] și grosimea pânzei de apă de 200 [mm], iar particula care scapă din decantor nu trebuie să depășească 25 [μm].

46. Dintr-un vas deschis cu nivel constant, cu înălțimea lichidului de $h = 500$ [mm], în care se găsește o soluție de floclant, ($\rho_{\text{soluție}} = 1200$ [Kg/m^3], $\eta_{\text{soluție}} = 3 \cdot 10^{-3}$ [$\text{Pa} \cdot \text{s}$]), se alimentează prin intermediul unei conducte cu $\emptyset = 20 \times 2$ [mm] și lungimea de 150 [m] camera de amestec a unui decantor longitudinal. Să se calculeze:

- debitul de soluție de floclant;
- lungimea decantorului astfel ca particulele de solid cu densitatea $\rho_{\text{solid}} = 1300$ [Kg/m^3] și dimensiunea de 10 [μm] să rămână în decantor pentru un debit de 50 [m^3/h]. Lățimea decantorului este de 20 [m] iar stratul de apă „limpede” este de 50 [mm].

47. Pe conducta de alimentare cu soluție de floclant cu diametrul $\emptyset = 36 \times 2$ [mm] este plasat un manometru diferențial cu mercur ce indică o denivelare de 30 [mm]. Cunoscând proprietățile fizice a soluției: $\rho = 1050$ [Kg/m³], $\eta = 3 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s], să se determine debitul de soluție de floclant. Să se determine diametrul maxim a particulelor solide floclate cu $\rho_{\text{solid}} = 1200$ [Kg/m³] care scapă din decantorul cu diametrul de 40 [m] dacă apa uzată are temperatura de 18 [°C].

48. Să se determine puterea consumată și turația unui amestecător tip elice cu trei palete dacă pe un model omolog la scara 1: 5 s-au măsurat: $n_{\text{model}} = 15$ [rpm]; $\rho_{\text{amestec}} = 1600$ [Kg/m³]; $\eta_{\text{amestec}} = 18 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s], diametrul modelului: $d_{\text{model}} = 200$ [mm].

Se cunosc relațiile:

$$\begin{aligned} Re < 1: \quad \frac{n_{\text{prototip}}}{n_{\text{model}}} &= \frac{d_{\text{model}}}{d_{\text{prototip}}} \\ 1 < Re < 2 \cdot 10^3: \quad \frac{n_{\text{prototip}}}{n_{\text{model}}} &= \left(\frac{d_{\text{model}}}{d_{\text{prototip}}} \right)^{0,5} \\ Re > 2 \cdot 10^3: \quad \frac{n_{\text{prototip}}}{n_{\text{model}}} &= \left(\frac{d_{\text{model}}}{d_{\text{prototip}}} \right)^{0,67} \end{aligned}$$

49. Pe un amestecător de laborator cu dimensiunile de $D = 20$ [cm], $H = 40$ [cm], $d_{ag} = 6$ [cm], pe o soluție cu vâscozitatea 170 [cP] s-au contorizat 100 [rpm]. Dacă valoarea criteriului puterii este de 6,2, să se determine parametrii de operare pentru o soluție apoasă la 20 [°C] aflată într-un vas la scara 1:12. Valorile parametrilor: $c = 320$, $m = 0,35$.

50. Să se determine timpul în care se adună pe un filtru granular cu dimensiunile 5×3 [m] un strat de 30 [mm] argilă din dintr-o suspensie ce conține 0,2 [%] solid, dacă debitul de alimentare este de 50 [m³/h].

51. Să se determine timpul de filtrare a 2 [m³] suspensie apoasă printr-o suprafață de 1,25 [m²], dacă se cunosc constantele de filtrare $a = 8000$ [s/m²] și $b = 1000$ [s/m].

52. Printr-un filtru cu diametrul de 0,75 [m] se separă o suspensie apoasă de oxid de fier, $\rho_{\text{oxid}} = 3500$ [Kg/m³], cu concentrația de 5 [%], până se colectează un strat de turtă de 10 [cm]. Să se calculeze durata operației.

53. Pe un filtru cu plăci și rame având 30 de rame cu dimensiunile $400 \times 400 \times 20$ [mm] se separă prin filtrare o suspensie cu concentrația de 5 [%] iar umiditatea precipitatului este de 50 [%]. Să se calculeze timpul de operare a filtrului. Câte rame sunt necesare pentru ca timpul de operare să fie de 24 de ore, în condițiile: $a = 30\,000$ [s/m²], $b = 10\,000$ [s/m].

54. Trebuie filtrați 10 [m³] de suspensie de nămol nociv printr-un filtru plan cu dimensiunile 5×3 [m]. Cunoscând constantele de filtrare: $a = 8000$ [s/m²] și $b = 300$ [s/m] să se calculeze timpul de filtrare.

55. O suspensie se filtrează o suspensie apoasă pe un filtru lent cu nisip care are dimensiunile 18×6 [m]. Solidul are densitatea 1450 [Kg/m³], concentrația sa în suspensie este de 1 [%] și umiditatea turtei este de 50 [%]. Să se calculeze cantitatea de suspensie și timpul în care se adună pe filtru un strat cu grosimea de 50 [mm] de turtă.

56. Trebuie filtrată o cantitate de 5 [m³] de suspensie conținând nămol nociv printr-un filtru cu nisip cu dimensiunile $L = 4$ [m], $l = 3$ [m]. Să se calculeze timpul de filtrare cunoscând valoarea constantelor de filtrare: $a = 12\,000$ [s/m²], $b = 1000$ [s/m].

57. O suspensie se filtrează pe un filtru cu 20 plăci și rame cu dimensiunile $500 \times 500 \times 30$ [mm]. Știind că: $a = 20\,000$ [s/m²], $b = 5000$ [s/m], să se calculeze:

- a) timpul de filtrare a 50 [m³] de suspensie cu 4 [%] solid, precipitatul având 20 [%] umiditate;
d) timpul maxim de filtrare, (la colmatare totală).

58. O suspensie de caolin se filtrează pe un filtru cu 70 plăci și rame cu dimensiunile $600 \times 600 \times 20$ [mm]. Știind că $a = 15\,000$ [s/m²] și $b = 8000$ [s/m], să se calculeze:

- a) volumul de suspensie cu 4 [%] solid, precipitatul având 30 [%] umiditate ce poate fi filtrat în 24 de ore.
b) timpul maxim de utilizare al filtrului, (la colmatare totală).

59. Pe un filtru lent, cu dimensiunea de 25×7 [m], cu viteza de trecere de 0,25 [m/s] se separă o suspensie de gips cristalizat cu concentrația inițială de 1 [%]. Să se determine timpul de colmatare al filtrului, care se consideră la o grosime de șlam de 3 [cm].

60. Pe un filtru de laborator cu suprafața de 0,2 [m²] s-au determinat următoarele valori:

Volum filtrat [l]	0	0,5	1,0	1,5
Timp [min]	0	1	3	5

Să se determine volumul unei suspensii identice care se filtrează în 6 [h] pe un filtru cu suprafața de 10 [m²].

61. Să se determine timpul în care se filtrează 10 [m³] suspensie pe un filtru cu suprafața de 400 [m²], dacă în aceleași condiții pe un filtru de laborator cu suprafața de 0,05 [m²] s-au obținut rezultatele:

Timp [min]	0	2	4	6
Volum de filtrat [l]	0	0,1	0,18	0,26

62. Ce diametru au particulele de apatită care fluidizează incipient într-un aparat cu diametrul de 2 [m] cu aer la 50 [°C] la un debit de 5000 [Nm³/h]?

63. Care este dimensiunea particulei de gips care este antrenată dintr-un aparat de fluidizare cu aer la 100 [°C], dacă diametrul aparatului este de 1,25 [m] iar debitul de aer este de 7200 [Nm³/h]?

64. Să se calculeze porozitatea stratului fluidizat format din particule de alabastru cu diametrul de 1 [mm] generat într-un aparat cu diametrul de 1,25 [m] cu ajutorul aerului de 100 [°C] la un $K_w = 1,4$.

65. Să se calculeze pierderea de presiune într-un strat fluidizat cu aer la 50 [°C] format într-un aparat cu diametrul de 1,5 [m] din particule de fosforit cu diametrul de 2 [mm], la un $K_w = 1,8$.

66. Într-un aparat de fluidizare cu diametrul de 1 [m] se spală particulele de pirită de particule de caolin cu apă la 20 [°C]. Să se calculeze debitul de apă de spălare dacă diametrul particulelor de caolin îndepărtate să fie de maxim 20 [μm].

67. Se prăjește în strat fluidizat un minereu conținând 10 [%] pirită, minereul având densitatea $\rho_{solid} = 3800$ [Kg/m³] și diametrul particulelor de 1,5 [mm]. Diametrul aparatului este de 1,5 [m], temperatura de ardere este de 625 [°C], iar indicele de fluidizare, $K_w = 1,8$. Să se calculeze concentrația SO₂ din gazele de ardere la un debit de 500 [kg/h] minereu.

68. Într-o instalație de prăjire în strat fluidizat a piritei, cu diametrul aparatului de 2 [m] se introduce materie primă solidă cu diametrul de 2 [mm]. Prăjirea piritei se desfășoară optim la o cifră de fluidizare, $K_w = 2,2$. Să se determine debitul de aer necesar fluidizării. Debitul de aer pentru fluidizare este suficient pentru prăjirea totală a piritei, dacă debitul de materie primă cu puritate 70 [%] este de 1000 [kg/h]? Care este concentrația în SO₂ a gazelor rezultate?

69. Într-un aparat în strat fluidizat cu diametrul de 2 [m] se usucă nisip. Cunoscând diametrul granulelor ca fiind de 1 [mm], că indicele de fluidizare este $K_w = 2,2$ să se calculeze:

- a) debitul de aer cu temperatura de 80 [°C] necesar fluidizării.
- b) diametrul particulei de nisip care este antrenată din aparat.

70. O soluție în cantitate de 1000 [kg] se concentrează prin fierbere de la concentrația de 5 [%] până la 45 [%] într-un fierbător, (cazan), încălzit cu gaze având temperatura de 330 [°C] la intrare și 150 [°C] la ieșire. Să se calculeze volumul de soluție concentrată obținută și suprafața de încălzire necesară.

71. Un debit de 10 000 [m³/h] aer cu temperatura de 200 [°C] trebuie răcit până la 40 [°C] într-un schimbător de căldură în contracurent cu apă de răcire care intră cu 20 [°C] și iese cu 65 [°C]. Să se calculeze cantitatea necesară de apă și suprafața schimbătorului. Dar dacă circulația materialelor este în echicurent?

72. Într-un recipient trebuie să se obțină apă caldă cu temperatura 50 [°C]. Pentru aceasta se dispune de 600 [kg] apă rece cu temperatura de 20 [°C] și apă caldă cu temperatura de 90 [°C]. Câtă apă caldă trebuie utilizată. Dar dacă se utilizează abur saturat la 100 [°C].

73. Trebuie să se răcească 1000 [Nm³/h] aer de la 200 [°C] la 50 [°C] utilizând apă de răcire cu temperatura de 15 [°C]. Știind că temperatura apei de răcire nu poate depăși 32 [°C], să se calculeze debitul apei de răcire și suprafața schimbătorului.

74. Trebuie să se răcească un debit de 1000 [Nm³/h] aer de la 300 [°C] la 100 [°C] utilizând apă cu temperatura de 20 [°C]. Considerând pierderile de căldură neglijabile și temperatura apei de răcire la ieșire de 60 [°C] să se determine:

- a) debitul de apă de răcire;
- b) suprafața schimbătorului de căldură;
- c) care este varianta cea mai avantajoasă: circulația în echicurent sau circulația în contracurent?

75. Dintr-o instalație rezultă un flux de materiale fluide cu debitul de 0,2 [kg/s] și căldura specifică de 3000 [J/kg · °K] care trebuie răcit de la 160 [°C] la 40 [°C]. Răcirea se execută cu apă la 20 [°C]. Să se imagineze câteva modalități de răcire și să se calculeze necesarul de apă.

76. Dintr-un furnal se deversează periodic zgură într-un bazin de granulare în contact cu apă de răcire. Procesul are loc într-un bazin cu dimensiunile $L = 10$ [m], $l = 5$ [m], $H = 3$ [m] în care apa este până la jumătate. Să se calculeze câtă zgură cu căldura specifică 2400 [J/kg · °K] și temperatura 900 [°C] poate fi deversată pentru ca apa din bazin să nu depășească 80 [°C]. Să se prezică prin calcul ce se va întâmpla dacă în bazin se deversează 10 [tone] de zgură. Dar dacă se introduc 20 respectiv 25 [tone] de zgură?

77. Într-un recipient se găsesc 600 [kg] apă cu temperatura de 20 [°C]. Câte kilograme de apă caldă la temperatura de 90 [°C] trebuie adăugate pentru a se obține apă la temperatura de 50 [°C]?. Dar dacă se utilizează abur saturat la presiune atmosferică?

78. 1000 [Nm³/h] aer cu temperatura de 300 [°C] se răcesc într-un schimbător de căldură până la 100 [°C] utilizând apă cu temperatura de intrare de 15 [°C]. Știind că temperatura apei la ieșirea din schimbător nu trebuie să depășească 30 [°C] să se determine:

- a) suprafața schimbătorului dacă circulația este în echicurent;
- b) suprafața schimbătorului dacă circulația este în contracurent;

79. Într-un recipient trebuie să se obțină 1 [m³] de apă caldă cu $T = 50$ [°C]. Se dispune de 600 [kg] de apă rece cu $T = 20$ [°C]. Să se calculeze câte kg de apă caldă cu $T = 90$ [°C] trebuie adăugate.

Dar dacă încălzirea se face cu abur la presiunea atmosferică?

80. 1000 [Nm³/h] de aer cu $T_i = 300$ [°C] se răcește într-un schimbător de căldură utilizând apă cu temperatura de intrare de 20 [°C]. Știind că temperatura apei la ieșirea din aparat trebuie să fie de maximum 32 [°C], să se calculeze cantitatea de apă necesară dacă aerul se evacuează la 100 [°C].

- a) să se calculeze suprafața schimbătorului de căldură dacă circulația este în echicurent;
- b) dacă circulația este în contracurent.

În ambele situații coeficientul total de transfer termic, K , se consideră 300 [W/m²·°K].

81. Dintr-o instalație rezultă un flux de materiale de 0,2 [kg/s]. Acest flux de materiale având căldura specifică de 3000 [J/kg · °K], trebuie răcit de la 160 [°C] la 40 [°C]. Se dispune de un debit total de 1500 [kg/h] de apă de răcire cu temperatura inițială de 20 [°C]. Să se imagineze și să se calculeze câteva modalități, (variante), de realizare a acestui serviciu prin intermediul unui schimbător de căldură.

82. Să se calculeze timpul în care un litru apă ajunge de la 20 [°C] la fierbere, dacă este pus într-o oală cu diametrul de 30 [cm], așezată pe o plită cu $T = 400$ [°C]. Coeficientul total de transfer termic este 230 [W/m² · °K]. Cum se modifică timpul de încălzire dacă apa se pune într-o oală cu diametrul de 40 [cm]? Dar dacă temperatura plitei crește la 500 [°C]?

83. Într-un turn de spălare intră 700 [Nm³/h] gaze cu 1,5 [%] NH₃ în contracurent cu soluție de 2,5 [%] H₃PO₄. Soluția este în debit de 1,5 ori mai mare decât necesarul stoichiometric și se încălzește pe seama gazelor care intră în scrubber. Cunoscând temperaturile de intrare, $T_{\text{intrare gaze}} = 150$ [°C], de ieșire, $T_{\text{ieșire gaze}} = 45$ [°C], $T_{\text{intrare soluție}} = 20$ [°C], să se determine:

- a) temperatura de ieșire a soluției de denocivizare;
- b) suprafața schimbătorului de căldură în cazul unei circulații în echi- și contracurent.

84. Într-un turn de absorbție se purifică 5000 [Nm³/h] gaze cu oxizi de sulf, SO₂, de la 0,8 [%] la 20 [ppm] gazele având la intrare 180 [°C] și la ieșire 50 [°C]. Absorbția se face cu soluție de carbonat de sodiu 2 [%] cu temperatura de 20 [°C]. Să se determine:

- a) cantitatea de material de denocivizare necesară pe oră, dacă se utilizează de 1,25 ori cantitatea teoretică necesară;
- b) temperatura de ieșire a soluției uzate dacă umiditatea gazelor reziduale este de 5 [%].

85. Într-un turn de absorbție se purifică 10 000 [Nm³/h] gaze cu oxizi de azot de la 1 [%] la 50 [ppm]. Absorbția se face cu suspensie de hidroxid de calciu, Ca(OH)₂ cu concentrația 2 [%]. Să se determine cantitatea de material de denocivizare necesară pe oră.

86. Într-un turn de absorbție se contactează un debit de 1000 [Nm³/h] gaze la 400 [°C] conținând 2 [%] SO₂. Spălarea gazelor se execută cu o soluție de 3 [%] NaOH, în cantitate de 2 ori mai mare decât necesarul stoichiometric cu temperatura de intrare 20 [°C]. La ieșire, soluția de spălare are 25 [°C]. Gazele evacuate au concentrația de 220 [ppm] SO₂ și umiditatea de 10 [%]. Care este temperatura gazelor la ieșirea din absorber.

87. Într-un turn de absorbție se contactează un debit de 800 [Nm³/h] gaze la 20 [°C] conținând 2,5 [%] NO₂ cu o suspensie de 3,5 [%] Ca(OH)₂ în cantitate de 1,4 ori mai mare decât necesarul stoichiometric. Gazele evacuate au concentrația de 40 [ppm] NO₂. Care este cantitatea de var stins necesară lunar.

88. Într-un turn de spălare a gazelor se tratează 3500 [Nm³/h] gaze cu 1,5 [%] NH₃ până la 10 [ppm] NH₃ la ieșire. Spălarea se execută cu soluție apoasă de 4 [%] H₂SO₄. Gazele cu temperatura de 60 [°C] la ieșirea din spălător sunt răcite până la 30 [°C] într-un schimbător de căldură în contracurent cu apa de răcire care are valorile 10 [°C] și 25 [°C]. Să se calculeze:

- a) debitul de soluție de spălare dacă se utilizează un exces de 15 [%] față de cantitatea stoichiometrică;
- b) suprafața schimbătorului de căldură pentru circulația în echi- și contracurent;
- c) debitul apei de răcire.

89. Într-un turn de absorbție intră un debit de $800 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$ gaze cu $0,5 \text{ [\%]}$ SO_2 și temperatura de $40 \text{ [}^\circ\text{C}]$. Gazele sunt răcite de soluția de 2 [\%] NaOH care asigură denocivizarea, soluție care circulă în contracurent cu gazele ce intră în schimbător cu $180 \text{ [}^\circ\text{C}]$. Știind că se utilizează o cantitate dublă de soluție față de necesarul stoichiometric, să se determine temperatura de ieșire a soluției de NaOH .

90. Într-un turn de spălare intră $1000 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$ gaze cu 2 [\%] SO_2 în contracurent cu soluție de 5 [\%] Na_2CO_3 . Soluția este în debit de $1,5$ ori mai mare decât necesarul stoichiometric și se încălzește pe seama gazelor care intră în scruber. Cunoscând temperaturile de intrare, $T_{\text{intrare gaze}} = 200 \text{ [}^\circ\text{C}]$, de ieșire, $T_{\text{ieșire gaze}} = 40 \text{ [}^\circ\text{C}]$, $T_{\text{intrare soluție}} = 20 \text{ [}^\circ\text{C}]$, să se determine:

- a) temperatura de ieșire a soluției de denocivizare;
- b) suprafața schimbătorului de căldură în cazul unei circulații în echi- și contracurent.

91. Într-un vas paralelipipedic cu dimensiunile $4 \times 3 \times 3 \text{ [m]}$ și un coeficient de umplere de $0,8$ se află apă reziduală cu $0,5 \text{ [\%]}$ colorant. Pentru eliminarea acestuia se utilizează un sortiment de alumină activă cu densitatea $1800 \text{ [Kg/m}^3]$, diametrul particulelor de $0,025 \text{ [mm]}$ și capacitatea de adsorbție de $2,5 \text{ [kg/kg]}$. Să se determine cantitatea de material adsorbant utilizată dacă se folosește un exces de 100 [\%] .

Să se determine varianta cea mai bună de purificare: prin decantare sau prin filtrare pe un filtru de $8 \text{ [m}^2]$, dacă $a = 6000 \text{ [s/m}^2]$ și $b = 500 \text{ [s/m]}$.

92. Într-un turn de adsorbție cu dimensiunile $D = 2 \text{ [m]}$; și înălțimea de 3 [m] ; pentru vaporii de benzen se află granule de cărbune activ: conductivitatea termică: $0,2 \text{ [W/m} \cdot ^\circ\text{K}]$, capacitatea calorică $1800 \text{ [J/kg} \cdot ^\circ\text{K}]$, capacitatea de adsorbție 5 [kg/kg] . Dacă se consideră o capacitate utilă de reținere de 80 [\%] a benzenului, să se determine timpul de epuizare pentru un debit de $2000 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$ între limitele $100 \text{ [mg/m}^3]$ și $5 \text{ [mg/m}^3]$.

Să se determine cantitatea de abur saturat cu temperatura $100 \text{ [}^\circ\text{C}]$ necesară desorbției benzenului.

Să se determine cantitatea de apă de răcire necesară regenerării adsorbantului, dacă apa de răcire se încălzește cu $5 \text{ [}^\circ\text{C}]$, de la $15 \text{ [}^\circ\text{C}]$ la $20 \text{ [}^\circ\text{C}]$.

Să se determine suprafața serpentinei de răcire dacă se consideră valoarea coeficientului total de transfer, $K = 200 \text{ [W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}]$ și timpul de răcire este estimat la 2 [ore] .

93. $8 \text{ [m}^3]$ de apă conținând $0,8 \text{ [\%]}$ colorant este contactată cu pulbere adsorbantă de Al_2O_3 . Ce cantitate de adsorbant este necesară dacă se utilizează un exces de 20 [\%] ?

94. Un debit de $2,5 \text{ [m}^3]$ de soluție apoasă colorată cu $0,15 \text{ [\%]}$ colorant este trecută peste o coloană de adsorbție cu silicagel care are dimensiunea activă $\emptyset = 1,2 \text{ [m]}$ și $H = 3 \text{ [m]}$. Să se determine timpul de epuizare a umpluturii dacă se utilizează 85 [\%] din capacitatea dinamică de retenție, care pentru silicagel este 78 [\%] din capacitatea de retenție statică.

95. Într-o coloană de adsorbție cu cărbune activ cu dimensiunile părții de retenție: $\emptyset = 1,3 \text{ [m]}$, $H = 4 \text{ [m]}$ se rețin vaporii de clorură de metil, (CH_3Cl) dintr-un debit de $2000 \text{ [Nm}^3/\text{h}]$ gaze la $20 \text{ [}^\circ\text{C}]$ care intră cu concentrația inițială de $100 \text{ [mg/Nm}^3]$ și se evacuează cu concentrația de 5 [ppm] . Să se calculeze:

- a) timpul de epuizare a coloanei dacă se păstrează o rezervă de 15 [\%] de adsorbant;
- b) câtă apă de răcire cu temperatura inițială de $5 \text{ [}^\circ\text{C}]$ și finală de $10 \text{ [}^\circ\text{C}]$ este necesară pentru a păstra sistemul izoterm dacă se cunoaște căldura de adsorbție a clorurii de metil pe cărbune activ ca fiind de $\Delta_{\text{adsorbție}} = 53\,000 \text{ [kcal/mol]}$;
- c) ce lungime trebuie să aibă serpentina de răcire imersată în stratul de adsorbant pentru a păstra temperatura constantă dacă ea are diametrul de $\emptyset = 38 \times 2 \text{ [mm]}$ și se consideră coeficientul total de transfer termic, $K = 60 \text{ [W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}]$.

- 96.** Dintr-un proces tehnologic rezultă $10 \text{ [m}^3\text{]}$ de apă uzată ce conține un colorant în cantitate de $0,2 \text{ [%]}$. Să se calculeze câtă alumină activă cu capacitatea de absorbție de $0,07 \text{ [kg/kg]}$ este necesară pentru obținerea unei ape limpezi. Practica a arătat că se impune un exces față de necesarul teoretic de 50 [%] .
- 97.** O coloană cu schimbători de ioni de tip anionic, R^+X^- , este utilizată pentru reținerea cianurilor, (a ionului cian), dintr-un efluent tehnologic care are debitul de $1 \text{ [m}^3\text{/h]}$ și concentrația inițială în cianuri de 1000 [ppm] . Coloana, partea activă, are înălțimea de 2 [m] și diametrul de $1,5 \text{ [m]}$. Schimbătorul de ioni are densitatea în vrac $1100 \text{ [kg/m}^3\text{]}$ și capacitatea de schimb dinamică de 3 [mval/gram] . Să se calculeze timpul de epuizare pentru schimbătorul de ioni, dacă 10 [%] din coloană rămâne neutilizată.
- 98.** Într-o coloană cu schimbători de ioni cu capacitatea de schimb dinamică de $2,5 \text{ [mech/g]}$ se reține o cantitate de ioni de Crom $^{3+}$ între limitele 1 [g/l] până la $0,01 \text{ [g/l]}$. Dacă debitul de soluție este de $100 \text{ [m}^3\text{/zi]}$, să se determine cantitatea de schimbători de ioni și dimensiunile principale a stratului dacă $H/D = 3,5$.
- 99.** O coloană de adsorbție cu schimbători de ioni de tip anionic R^+X^- este utilizată pentru reținerea cianurilor CN^- dintr-un efluent tehnologic cu debitul de $1 \text{ [m}^3\text{/h]}$ și concentrația inițială de 1000 [ppm] . Coloana, partea activă, are înălțimea de 2 [m] și diametrul de $1,5 \text{ [m]}$. Schimbătorul de ioni are densitatea de în vrac de $1200 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$ și capacitatea de schimb dinamică de 3 [mval/g] . Să se calculeze timpul de epuizare a schimbătorului dacă 10 [%] din schimbător rămâne neutilizată.
- 100.** O coloană cu schimbători de ioni de tip anionic, R^+X^- este utilizată pentru reținerea cianurilor, (a ionului cian), dintr-un flux tehnologic cu debitul $1 \text{ [m}^3\text{/h]}$ ape cu 1000 [ppm] cianuri. Partea activă a coloanei are înălțimea de 3 [m] și diametrul $1,5 \text{ [m]}$. Densitatea în vrac a schimbătorului de ioni este de $1100 \text{ [kg/m}^3\text{]}$ și capacitatea de schimb dinamică de 3 [mval/g] . Să se calculeze timpul de epuizare a coloanei, dacă 10 [%] din schimbător rămâne neutilizată.

Bibliografie generală

- [1] Literat L.; Fenomene de transfer și utilaje în industria chimică; U.B.B; Cluj-Napoca; 1985.
- [2] Tudose R.Z., Vasiliu M., Cristian Gh., Isbășoiu I., Stancu A., Lungu M.; Procese, operații și utilaje în industria chimică; Ed Did. și Ped.; București; 1977.
- [3] Floarea O., Dobre T.; Transferul cantității de mișcare; Ed. Matrix-Rom; București; 1997.
- [4] Iordache O., Smigelschi O.; Ecuațiile fenomenelor de transfer de masă și căldură, Ed. Tehnică, București, 1981.
- [5] Pavlov C.F., Romankov P.G., Noskov A.A.; Procese și operații principale în industria chimică; Exerciții și probleme; Ed Tehnică; București; 1981.
- [6] Ciplea L.I., Ciplea Al.; Poluarea mediului ambiant; Ed. Tehnică, București, 1978.
- [7] Florea J.; Robescu D.; Hidrodinamica instalațiilor de transport hidropneumatic și de depoluare a apei și aerului; Ed. Did. și Ped.; București; 1982.
- [8] Bratu E.A.; Operații unitare în ingineria chimică, vol I, II, III; Ed. Tehnică, București; 1982.
- [9] Floarea O., Smigelschi O.; Calcule de operații și utilaje în industria chimică; Ed Tehnică; București; 1966.
- [10] Kasatkin A.G.; Procese și aparate principale în tehnologia chimică; Ed. Tehnică, București, 1963.
- [11] Cristea G., Melega C., Ciucă P., Timaru F.; Proiectarea instalațiilor tehnologice în industria chimică; Ed. Tehnică, București, 1965.
- [12] Tudose R.Z.; Ingineria proceselor fizice din ingineria chimică, vol I, II și III, Ed. Academiei Române, 2000.
- [13] Soare S.; Procese hidrodinamice; Ed. Did. și Ped.; București; 1972.
- [14] Roman P., Grigorescu N.V.M.; Hidrotransport, Ed. Tehnică, București, 1989.
- [15] Ghirișan A.L.; Separarea fizico-mecanică a sistemelor heterogene solid-lichid; Ed. Casa Cărții de Știință, Cluj-Napoca, 2005.
- [16] Floarea O., Jinescu Gh.; Procedee intensive în operațiile unitare de transfer; Ed. Tehnică, București, 1975.
- [17] Băran Gh., Beuran D.; Hidrodinamica suspensiilor; Ed, Tehnică, București, 2000.
- [18] Sterbacek Z., Tausk P., Amestecarea; Ed. Tehnică, București, 1969.
- [19] Ivănuș Gh., Todea I., Pop Al., Nicola S., Damian Gh.; Ingineria fluidizării, Ed. Tehnică, București, 1996.
- [20] Popa B., Vintilă C.; Transfer de căldură în procesele industriale; Ed Dacia; Cluj-Napoca; 1975.
- [21] Mândru I., Ceacăreanu V.; Detergenți și alți agenți activi de suprafață; Ed. Tehnică, București, 1968.
- [22] Radcenko V.S. și colab.; Instalații de pompe de căldură; Ed Tehnică; București; 1985.
- [23] Dănilă N., Mușatescu V.; Răcirea cu aer în industrie; Ed Tehnică; București; 1984.
- [24] Seremet A., Medvedovici C.; Izolarea termică a instalațiilor; Ed Tehnică; București; 1989.
- [25] Tolle H.; Măsurări în instalațiile termice; Ed Tehnică; București; 1980.
- [26] Strătuță C.; Purificarea gazelor; Ed. Științifică și Enciclopedică; București, 1984.
- [27] Ionescu T.D.; Schimbători de ioni; Ed. Tehnică, București, 1964.
- [29] Cruceanu M., Popovici E., Vlădescu, Bălba N., Russu R., Naum N., Vasile A.; Site moleculare zeolitice, Ed. Științifică și Enciclopedică, București, 1986.
- [30] Vitan F., Badea N.; Fenomene de transfer prin medii poroase, Ed. Princeps, Iași, 1993.
- [31] Strumillo C.; Bazele teoriei și tehnicii uscării; Ed. Tehnică, București, 1984.
- [32] Stoianovici S., Robescu D., Stamatoiu D.; Calculul și construcția echipamentelor de oxigenare a apelor; Ed. Ceres; București; 1985.

- [33] Negulescu M. (coordonator); Epurarea apelor uzate industriale, vol. I și II; Ed. Tehnică, București, 1989.
- [34] Lydia-Maria Vaicum; Epurarea apelor uzate cu nămol activ, Ed. Academiei RSR, 1981.
- [35] Ognean T, Vaicum L.M.; Modelarea proceselor de epurare biologică, Ed. Academiei RSR, 1987.
- [36] Geană M., Vais A., Ionescu P., Ivănuș Gh.; Proprietățile fizice ale fluidelor. Metode de calcul. Ed. Tehnică, București, 1993.
- [37] Reynolds A.J.; Curgeri turbulente în tehnică; Ed. Tehnică, București; 1982.
- [38] Ozunu A., Mișca B.R.H.; Introducere în proiectarea instalațiilor chimice; Ed. Genesis, Cluj-Napoca; 1995.
- [39] Popa B., Theil H.T., Mădărașan T.; Schimbătoare de căldură; Ed Tehnică; București; 1977.
- [40] Staicu Gh.; Analiza dimensională generală; Ed. Tehnică, București, 1976.
- [41] Rusescu C., Tudose C.; Modele și modelare în fizică; Ed. Științifică și Enciclopedică, București, 1987.
- [42] Hâncu S.; Modelarea hidraulică; Ed. Academiei RSR, București, 1967
- [43] Franks R.G.; Modelarea și simularea în ingineria chimică; Ed. Tehnică, București, 1979.
- [44] Iorga M., Marinescu A., Andrian A.; Diagrame, Nomograme, Abace, Ed. Tehnică, București, 1959.
- [45] Marinoiu V., Strățulă C., Petcu A., Pătrășcoiu C., Marinescu C.; Metode numerice aplicate în ingineria chimică, Ed. Tehnică, București, 1986.
- [46] Woinaroschi A., Smigelschi O.; Ingineria sistemelor și optimizarea proceselor chimice; Ed. Didactică și Pedagogică, București, 1983.
- [47] Mihail R., Grozeanu I.; Estimarea secvențială aplicată sistemelor chimice, Ed. Academiei RSR, 1986.
- [48] Pogany I., Banciu M.; Tehnică experimentală în chimia organică, Ed. Științifică și Enciclopedică, București, 1977.
- [49] Juncu Gh., Popa C.; Introducere în metoda multigrid, Ed. Tehnică, București, 1991.
- [50] Plăcișteanu I.I.; Teoria erorilor de măsurare și metoda celor mai mici pătrate, Ed. Tehnică, București, 1957.
- [51] Iordache O.; Procese polistochastice aplicate fenomenelor de transfer, Ed. Academiei RSR, 1982.
- [52] Bebea N.; Metode pentru rezolvarea problemelor de optimizare, Ed. Didactică și Pedagogică, București, 1978.
- [53] Literat L., Mișca B.R.H., Ozunu A., Drăgan S.; Fenomene de transfer și utilaje în industria chimică; îndrumător de laborator, UBB; Cluj-Napoca; 1993.
- [54] Ștefănescu D., Marinescu M., Dănescu Al.; Transferul termic în tehnică. Culegere de probleme pentru ingineri; Ed Tehnică; București; 1982.
- [55] Belcu M.; Transferul poluanților în medii fluide și soluri, Ed. UPB, București, 1996.
- [56] Cristea G.; Nomograme de proiectare în industria chimică, Ed. Tehnică, București, 1973.